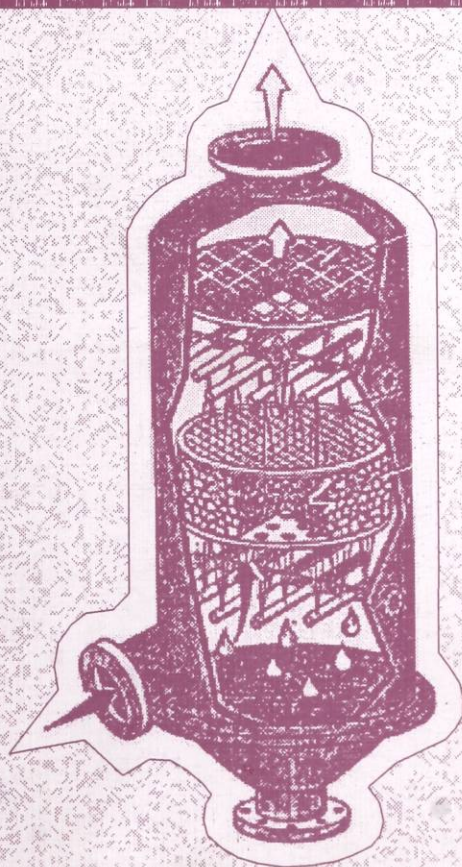


Problemario de Control de Gases

Yolanda Falcón Briseño
Carmen Alejandra Sánchez Soto
Oscar Alfredo Fentanes Arriaga



Problemario de Control de Gases

Problemario de Control de Gases

Este material fue dictaminado y aprobado por
el Consejo Editorial de la División de Ciencias
Básicas e Ingeniería, el 11 de mayo de 1999.

Probleuario de Control de Gases

Yolanda Falcón Briseño
Carmen Alejandra Sánchez Soto
Oscar Alfredo Fentanes Arriaga



UAM-AZCAPOTZALCO

RECTORA

Mtra. Mónica de la Garza Malo

SECRETARIO

Lic. Guillermo Ejea Mendoza

COORDINADOR DE EXTENSIÓN UNIVERSITARIA

Lic. Enrique López Aguilar

JEFA DE LA SECCIÓN DE PRODUCCIÓN Y DISTRIBUCIÓN EDITORIALES

Lic. Silvia Lona Perales

ISBN: en tramite

© UAM-Azcapotzalco

Yolanda Falcón Briseño

Carmen Alejandra Sánchez Soto

Oscar Alfredo Fentanes Arriaga

Corrección:

Marisela Juárez Capistrán

Diseño de Portada:

Modesto Serrano Ramírez

Universidad Autónoma Metropolitana

Unidad Azcapotzalco

Av. San Pablo 180, Col. Reynosa Tamaulipas

Deleg. Azcapotzalco, C.P. 02200

México, D.F.

Sección de producción

y distribución editoriales

tel. 5318-9222/9223. Fax 5318-9222

1a. edición, 1999

2a. reimpresión, 2001

Impreso en México.

Revisión técnica:

Ing. Moises Magdaleno Molina*

Ing. Salvador Moreno Medrano*

Esta edición es propiedad de la

Universidad Autónoma Metropolitana.

Se permite su reproducción parcial

o total siempre y cuando se cite la fuente.

*Subdirección de producción ambiental Instituto Mexicano del Petróleo.

PRESENTACIÓN

Este problemario se elaboró con el objetivo de apoyar el curso de Control de Gases que se imparte en la Licenciatura de Ingeniería Ambiental como unidad de enseñanza aprendizaje (u. e. a.) obligatoria en el nuevo Plan de Estudios de la Carrera.

El material que comprende este manual fue seleccionado de diversas fuentes como son: el Manual del Profesor del curso 415 "*Control of Gaseous Emissions*" de la Agencia de Protección Ambiental de los EUA (United States Environmental Protection Agency, USEPA) editado por el Instituto de Entrenamiento sobre Contaminación del Aire (Air Pollution Training Institute, APTI) y del cual se tendrá la correspondiente versión en español del Manual del Estudiante traducido por personal docente de la UAM - Azcapotzalco.

Otras fuentes importantes son los libros que se enlistan al final de este problemario como bibliografía.

Los problemas *in extenso* no pretenden ser una recopilación exhaustiva, sino solamente abordar los temas más importantes relacionados con el control de gases, tales como son: la Combustión, la Absorción y la Adsorción, que constituyen la base del Curso de Control de Gases.

M. en C. Yolanda Falcón Briseño

ÍNDICE

	PÁGINA
TEMA 1: COMBUSTIÓN	1
TEMA 2: ABSORCIÓN	25
TEMA 3: ADSORCIÓN	37
BIBLIOGRAFÍA	55
APÉNDICE A	

Gráfica 1. Calor disponible para algunos combustibles

Gráfica 2. Correlación de Sherwood

Gráfica 3. Diagrama de Colburn

Gráfica 4. Isoterma de adsorción para benceno

Gráfica 5. Isoterma de adsorción para tolueno

Gráfica 6. Isoterma de adsorción para tetracloruro de carbono

Gráfica 7. Isoterma de adsorción para vapores de gasolina

Gráfica 8. Factor de corrección para charolas

APÉNDICE B

Factores de conversión

Tabla 1. Contenido de calor (entalpías) de varios gases

Tabla 2. Entalpías de gases de combustión

Tabla 3. Constantes e información útil

Tabla 4. Capacidades caloríficas molares de varios gases

Tabla 5. Parámetros del espaciamiento de las charolas

COMBUSTIÓN

1. COMBUSTIÓN

Problema 1

Las emisiones de un horno de secado de pintura van a ser controladas por un incinerador térmico. La unidad tiene 1.5 m de diámetro y 3.5 m de largo. Los gases de la descarga del horno tienen un gasto de $3.8 \text{ m}^3/\text{s}$. El oxidador utiliza $0.14 \text{ m}^3/\text{s}$ de gas natural y opera a una temperatura de 760°C . Si todo el oxígeno necesario para la combustión es proporcionado de la corriente de descarga del proceso (no se utiliza aire externo). ¿Cuál es el tiempo de residencia de los gases en la cámara?

Datos:

- Para cada m^3 de gas natural quemado se tienen 11.5 m^3 de gases de combustión¹
- 10.33 m^3 teóricos de aire se requieren para quemar 1 m^3 de gas natural a condiciones estándar (16°C y 101.3 KPa)²

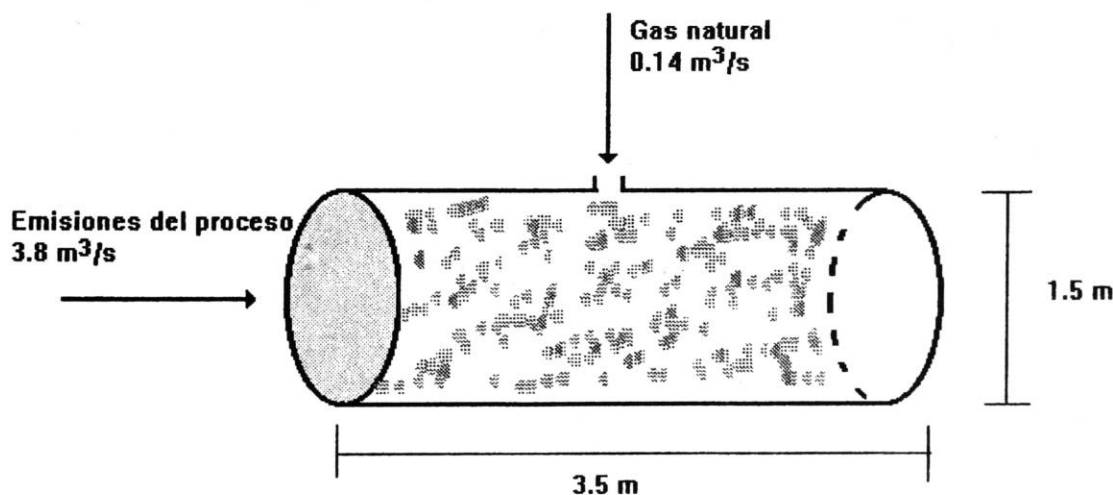
$$D = 1.5 \text{ m} \quad \text{-----} \quad r = 0.75 \text{ m}$$

$$L = 3.5 \text{ m}$$

$$Q = 3.8 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_{\text{oxidador}} = 0.14 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$T_{\text{oxidador}} = 760^\circ\text{C}$$



¹ EPA - APTI Course 415
Control of Gaseous Emissions
Student manual
1981.

² *ibidem*

Solución:

a) Primero se determina el volumen de los productos de combustión del gas natural.

$$\begin{array}{lcl} 1 \text{ m}^3 \text{ gas natural} & \text{-----} & 11.5 \text{ m}^3 \text{ de gases de combustión} \\ 0.14 \text{ m}^3/\text{s gas natural} & \text{-----} & X_1 \end{array}$$

$$X_1 = \frac{(0.14 \text{ m}^3/\text{s}) (11.5 \text{ m}^3)}{1.0 \text{ m}^3} = 1.61 \text{ m}^3/\text{s de gases de combustión}$$

Si para cada m^3 de gas natural quemado se tienen 10.33 m^3 de teóricos de aire, entonces:

$$\begin{array}{lcl} 10.33 \text{ m}^3 \text{ aire} & \text{-----} & 1 \text{ m}^3 \text{ de gas natural} \\ X_2 & \text{-----} & 0.14 \text{ m}^3/\text{s de gas natural} \end{array}$$

$$X_2 = \frac{(0.14 \text{ m}^3/\text{s}) (10.33 \text{ m}^3)}{1.0 \text{ m}^3} = 1.4462 \text{ m}^3/\text{s de aire}$$

b) Determinar el flujo de gases en la cámara de combustión.

$Q_{\text{requerido de aire}} = \text{Gases de combustión} + \text{Gases de descarga} - \text{Aire para la combustión del horno de secado}$

$$Q_{\text{requerido de aire}} = (1.61 \text{ m}^3/\text{s}) + (3.8 \text{ m}^3/\text{s}) - 1.4462 \text{ m}^3/\text{s} = 3.96 \text{ m}^3/\text{s}$$

c) Corregir solamente por temperatura el flujo a través de la cámara, porque se considera que la presión del lugar es igual a 1 atm.

$$Q_a = Q_s \left(\frac{T_a}{T_s} \right) = (3.96 \text{ m}^3/\text{s}) \left(\frac{760^\circ\text{C} + 273}{16^\circ\text{C} + 273} \right) = 14.154 \text{ m}^3/\text{s}$$

d) Calcular el volumen de la cámara:

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot l = \pi (0.75 \text{ m})^2 (3.5 \text{ m}) = 6.185 \text{ m}^3$$

e) Calcular el tiempo de residencia de los gases en la cámara

$$t = V/Q \quad t = 6.185 \text{ m}^3 / 14.154 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$t = 0.436 \text{ s}$$

Problema 2

La descarga de una industria de alimentos (jamón ahumado) contiene olores desagradables y humos, la industria planea incinerar los gases de descarga que son del orden de 5,000 pies³/min actuales. ¿Qué cantidad de gas natural se requiere para elevar la corriente de gases residuales de una temperatura de 90°F a 1200°F?. El valor del poder calorífico bruto para el gas natural es de 1059 Btu/pie³ y se asume que no hay pérdidas. Todos los cálculos se basan en tiempo de 1 hora.

Datos:

$$Q = 5,000 \text{ pies}^3/\text{min actuales}$$

$$T_1 = 90^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 1200^\circ\text{F}$$

$$H_{VG} = 1,059 \text{ Btu/pie}^3$$

$$t = 1 \text{ hora}$$

Solución:

a) El flujo debe ser corregido a condiciones estándar (1 atm y 60°F), suponiendo que la presión del lugar es igual a 760 mmHg, se tiene:

$$Q_s = Q_a \left(\frac{T_s}{T_a} \right) = (5000 \text{ pies}^3 / \text{min}) \left(\frac{60^\circ\text{F} + 460}{90^\circ\text{F} + 460} \right) = 4727.27 \text{ pies}^3 / \text{min}$$

b) Convertir el flujo volumétrico a flujo másico, considerando que la descarga tiene las mismas características del aire. Entonces, a condiciones estándar se tiene que:

$$C_{p \text{ aire}} = 0.26 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$M_{\text{aire}} = 29 \text{ lb/lb mol}$$

$$V_{\text{aire}} = 359 \text{ pies}^3 / \text{lb mol aire}$$

$$\dot{m} = \rho \cdot Q \quad ; \quad \rho = \frac{M}{V} = \frac{29 \text{ lb} / \text{lbmol}}{359 \text{ pies}^3 / \text{lbmol}} = 0.08078 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$\dot{m} = (0.08078 \text{ lb} / \text{pie}^3)(4727.27 \text{ pies}^3 / \text{min}) = 381.86 \text{ lb} / \text{min}$$

c) Cálculo del calor requerido

$$q = \dot{m} \cdot C_{p \text{ aire}} \cdot \Delta T = (381.86 \text{ lb} / \text{min})(0.26 \text{ Btu} / \text{lb } ^\circ\text{F})(1200^\circ\text{F} - 90^\circ\text{F})$$

$$q = 110, 207.28 \text{ Btu/min (60 min/ 1 hr)} = 6.61 \times 10^6 \text{ Btu/h}$$

d) Con una temperatura de 1200°F se tiene un valor de H_A (Calor disponible) para el gas natural, igual a 690 Btu/pie³ (ver gráfica 1 del apéndice A), la cantidad de gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$Q_{gas} = \frac{q}{H_A} = \frac{6.61 \times 10^6 \text{ Btu/h}}{690 \text{ Btu/pie}^3} = 9583.24 \text{ pies}^3 / h$$

e) El flujo de calor requerido puede ser calculado nuevamente usando las entalpías del aire, de la tabla 1 del apéndice B tenemos que para una temperatura de 1200°F, la entalpía es de 288.5 Btu/lb e interpolando para una temperatura de 90°F la entalpía es de 7.2 Btu/lb, y queda:

$$q = \dot{m} \cdot \Delta H = (381.86 \frac{\text{lb}}{\text{min}})(288.5 - 7.2 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}})$$

$$q = 107,417.22 \frac{\text{Btu}}{\text{min}} = 6.44 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{h}$$

Por lo tanto el flujo teórico del gas es:

$$Q_{gas} = \frac{q}{H_A} = \frac{6.44 \times 10^6 \text{ Btu/h}}{690 \text{ Btu/pie}^3} = 9333.33 \text{ pies}^3 / h$$

Como puede verse, ambos valores presentan una diferencia de 249.9 pies³/h, pero se considera una mejor aproximación el que emplea el calor disponible del gas (H_A), ya que esta relacionado directamente con el combustible empleado; en cambio utilizando el otro método se asumen directamente las propiedades del aire.

Problema 3

El análisis de un gas de la chimenea de una caldera monitoreado por un ORSAT muestra que la composición es la siguiente:

$$\begin{array}{ll} \text{N}_2 = 79\% & \text{CO}_2 = 10\% \\ \text{O}_2 = 9\% & \text{CO} = 2\% \end{array}$$

¿Cuál es el peso molecular del gas?

Solución:

Empleando los pesos moleculares y la fracción molar se obtiene el peso total, aplicando la Ley de Dalton:

$$M_T = \sum M_i \cdot X_i$$

Sustituyendo valores:

$$M_T = (0.79)(28 \text{ g/g mol}) + (0.09)(32 \text{ g/g mol}) + (0.1)(44 \text{ g/g mol}) + (0.02)(28 \text{ g/g mol})$$

$$M_T = 29.96 \text{ g/g mol}$$

Problema 4

Una corriente de aire de 15,000 pies³/min a condiciones estándar contiene 1% en volumen de vapor de agua y 1000 ppm de H₂S.

- ¿Cuál es la presión parcial del vapor de agua y del H₂S?
- Si la constante de la Ley de Henry es de 483 atm/mol para el H₂S disuelto en agua, ¿cuál es la máxima fracción mol de H₂S que se puede disolver en la solución?

Datos

$$Q_s = 15,000 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1\% \text{ de vapor} = 10,000 \text{ ppm}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 1000 \text{ ppm}$$

Solución:

- Usando la Ley de Dalton de presiones parciales, se tiene que la fracción mol de un compuesto es igual a la presión que ejerce dicho compuesto entre la presión total de la mezcla, es decir:

$$Y_{\text{agua}} = P_{\text{agua}} / P_{\text{total}}$$

Por lo tanto, la presión del agua sería:

$$P_{\text{agua}} = (P_{\text{total}}) (Y_{\text{agua}}) = (760 \text{ mm de Hg})(0.01) = 7.6 \text{ mm de Hg}$$

De la misma forma para el ácido sulfhídrico, se obtiene:

$$P_{\text{H}_2\text{S}} = (P_{\text{total}}) (Y_{\text{H}_2\text{S}}) = (760 \text{ mm de Hg})(0.001) = 0.76 \text{ mm de Hg}$$

- De acuerdo con la Ley de Henry, se puede obtener la fracción mol máxima de H₂S que se puede disolver en la solución, la ecuación es la siguiente:

$$Y = H X$$

se obtiene:

$$X_{\text{H}_2\text{S}} = Y_{\text{H}_2\text{S}} / H = 0.001 / 483 \text{ atm/mol} = 2.070 \times 10^{-6} \text{ mol}$$

Problema 5

El CO_2 (PM = 44 g/gmol) fluye a través de un ducto que tiene 3 m de diámetro, se tienen los siguientes datos:

$$P_{\text{bar}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{gas}} = -0.001 \text{ atm}$$

$$R = 0.082 \text{ atm} \cdot \text{l} / \text{gmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$V = 0.5 \text{ m/s}$$

$$\nu = 1.1 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$T = 273 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Calcular la densidad, la viscosidad y el número de Reynolds

Solución:

De acuerdo con la Ley de los gases ideales:

$$PV = n \cdot R \cdot T$$

sabiendo que :

$$P_{\text{TOTAL}} = P_{\text{BAR}} + P_{\text{GAS}}$$

y despejando la densidad molar, se obtiene:

$$n/V = \frac{P}{RT} = \frac{1 \text{ atm} + (-0.001 \text{ atm})}{(0.082 \text{ atm} \cdot \text{l} / \text{gmol} \cdot ^\circ\text{K})(273^\circ\text{K})} = 0.0446 \text{ gmol} / \text{l}$$

Para obtener la densidad se multiplica por su peso molecular, de tal manera que:

$$\rho = \text{PM} \cdot \rho_{\text{molar}} = (44 \text{ g/gmol})(0.0446 \text{ gmol/l}) = 1.96 \text{ g/l} \quad (1000 \text{ l} / 1 \text{ m}^3)(1 \text{ kg} / 1000 \text{ g})$$

$$\rho = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

Para la viscosidad se multiplica la viscosidad cinemática por la densidad, entonces:

$$\mu = \rho \cdot \nu = (1.96 \text{ kg/m}^3)(1.1 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s})$$

$$\mu = 2.156 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

Por último para el cálculo del número de Reynolds se aplica la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{V \cdot D}{\nu} = \frac{(0.5 \text{ m/s})(3 \text{ m})}{1.1 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} = 136.36 \times 10^3$$

Problema 6

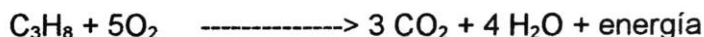
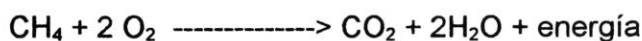
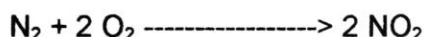
Calcular la cantidad de aire requerida para quemar completamente un determinado flujo volumétrico de gas natural y determinar también el gasto de los productos de combustión en pies³/min.

Composición del gas natural

Componentes	Fracción mol
N ₂	0.05
CH ₄	0.81
C ₂ H ₆	0.10
C ₃ H ₈	0.04

Solución:

a) Primero es necesario balancear las ecuaciones



De acuerdo a lo anterior, para cada compuesto se requiere:

2.0 moles O₂ / mol de CH₄

3.5 moles O₂ / mol de C₂H₆

5.0 moles O₂ / mol de C₃H₈

2.0 moles O₂ / mol de N₂

b) Calcular los requerimientos de oxígeno, por c/u de los componentes del gas natural:

$$\text{CH}_4 : 0.81 \times 2 = 1.62 \text{ moles de O}_2$$

$$\text{C}_2\text{H}_6 : 0.10 \times 3.5 = 0.35 \text{ moles de O}_2$$

$$\text{C}_3\text{H}_8 : 0.04 \times 5 = 0.20 \text{ moles de O}_2$$

$$\text{N}_2 : 0.05 \times 2 = 0.10 \text{ moles de O}_2$$

$$2.27 \text{ moles de O}_2$$

Como sabemos, en términos generales el aire está compuesto aproximadamente por un 21.7% de O_2 y un 78.3 % de N_2 , de lo anterior:

c) Calcular los requerimientos de aire

$$\begin{array}{lcl} 1.0 \text{ mol de aire} & \text{-----}> & 0.217 \text{ mol de } O_2 \\ x \text{ moles de aire} & \text{-----}> & 2.27 \text{ mol de } O_2 \end{array}$$

$$x = 10.46 \text{ moles de aire}$$

d) Obtener la cantidad de nitrógeno del gas de combustión

$$10.46 \times 0.783 = 8.19 \text{ moles de } N_2$$

e) Calcular la cantidad de H_2O y CO_2 en los gases de combustión

Para el CO_2 :

$$\begin{array}{l} 0.81 \times 1 = 0.81 \text{ moles de } CO_2 \\ 0.20 \times 4 = 0.80 \text{ moles de } CO_2 \\ 0.04 \times 3 = \underline{0.12 \text{ moles de } CO_2} \\ 1.73 \text{ moles de } CO_2 \end{array}$$

Para el H_2O :

$$\begin{array}{l} 0.81 \times 2 = 1.62 \text{ moles de } H_2O \\ 0.20 \times 6 = 1.20 \text{ moles de } H_2O \\ 0.04 \times 4 = \underline{0.16 \text{ moles de } H_2O} \\ 2.98 \text{ moles de } H_2O \end{array}$$

f) Calcular el total de los productos de combustión

$$8.19 \text{ moles de } N_2 + 1.73 \text{ moles de } CO_2 + 2.98 \text{ moles de } H_2O = \mathbf{12.9 \text{ moles}}$$

Asumiendo que el porcentaje mol es equivalente al porcentaje volumétrico (Igualdad de Amagat), por cada pie^3/min de gas natural quemado se obtienen 12.9 pies^3/min de productos de la combustión, ya que ésta relación puede verse desde el balance de las ecuaciones.

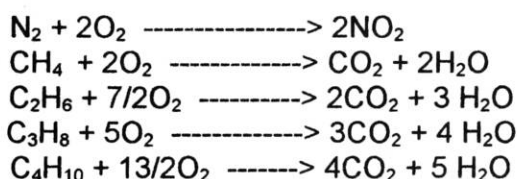
Problema 7

Se necesita calentar 5,000 pies³/min de aire contaminado a condiciones estándar (60 °F y 1 atm) de 200°F a 1200°F, ¿qué cantidad de gas natural se requiere, si este es suministrado a 60°F?. El análisis del gas natural es el siguiente:

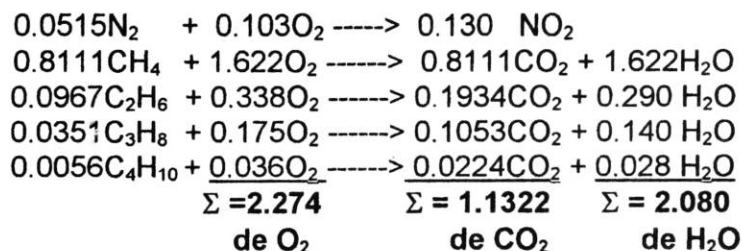
Componente	Fracción mol
N ₂	0.0515
CH ₄	0.8111
C ₂ H ₆	0.0967
C ₃ H ₈	0.0351
C ₄ H ₁₀	0.0056

Solución:

a) Balancear las ecuaciones



b) Utilizar la fracción mol



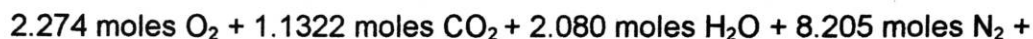
Para obtener la parte proporcional de aire requerido:

$$\begin{array}{rcl}
 1 \text{ mol de aire} &\longrightarrow& 0.217 \text{ O}_2 \\
 X &\longrightarrow& 2.274 \text{ O}_2
 \end{array}
 \quad \Rightarrow X = 10.479 \text{ moles de aire}$$

De ésta forma para el nitrógeno, se necesitarían:

$$\begin{array}{rcl}
 1 \text{ mol de aire} &\longrightarrow& 0.783 \text{ N}_2 \\
 10.479 \text{ mol de aire} &\longrightarrow& X
 \end{array}
 \quad \Rightarrow X = 8.205 \text{ moles de N}_2$$

Entonces, los productos de combustión son:



De acuerdo a lo anterior, por Igualdad de Amagat, por cada pie³ de gas natural se tienen 13.82 pie³ de productos de combustión.

Para el cálculo del calor disponible es necesario tener la capacidad calorífica bruta (H_G) y las entalpías (ΔH) a las temperaturas de operación.

$$H_A = H_G - \Delta H$$

Componente	H_G (Btu/pie ³ estándar)
N ₂	0
CH ₄	1013
C ₂ H ₆	1792
C ₃ H ₈	2590
C ₄ H ₁₀	3370

El valor calorífico bruto para el gas natural es:

$$H_G = (0.8111)(1013) + (0.0967)(1792) + (0.0351)(2590) + (0.0056)(3370)$$

$$= 1104.71 \text{ Btu/pie}^3 \text{ estándar de gas natural}$$

De acuerdo a la tabla 1 del apéndice B, las entalpías son:

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = H_{1200} - H_{60} = (12,960 - 243) = 12,717 \text{ Btu / lbmol}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = H_{1200} - H_{60} = (10,176 - 224) = 9,952 \text{ Btu / lbmol}$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = H_{1200} - H_{60} = (8,452 - 195) = 8,257 \text{ Btu / lbmol}$$

Para cualquier gas ideal a condiciones estándar hay 379 pie³/lbmol, por lo tanto:

⇒ Para el CO₂

$$(12717 \text{ Btu/lbmol})(1.1322 \text{ pie}^3 \text{ estándar / pie}^3 \text{ de gas})(1/379 \text{ pie}^3 \text{ estándar / lbmol})$$

$$= 40.106 \text{ Btu/pie}^3 \text{ de gas}$$

Para el N_2

$$(8257 \text{ Btu/lbmol})(8.205 \text{ pies}^3 \text{ estándar/pie}^3 \text{ de gas})(1/359 \text{ pies}^3 \text{ estándar/lbmol}) \\ = 189.06 \text{ Btu/pie}^3 \text{ de gas natural}$$

En el caso del agua líquida, esta debe ser vaporizada, calentándose a 1200°F .

$$\Delta H_\lambda (\text{Entalpía de vaporización}) = (1060 \text{ Btu/lbmol})(18 \text{ lbH}_2\text{O/lb mol})(2.08 \text{ pies}^3 \text{ estándar/pie}^3 \text{ de gas})(1/359 \text{ pies}^3 \text{ estándar/lbmol}) = 110.54 \text{ Btu/pie}^3$$

$$\Delta H_{H_2O} = (9952 \text{ Btu/lbmol})(2.080 \text{ pies}^3 \text{ estándar/pie}^3 \text{ de gas})(1/359 \text{ pies}^3 \text{ estándar/lbmol}) \\ = 57.66 \text{ Btu/pie}^3$$

$$\Sigma \Delta H = \Delta H_{CO_2} + \Delta H_{N_2} + \Delta H_\lambda + \Delta H_{H_2O}$$

$$\Sigma \Delta H = 40.11 + 189.06 + 110.54 + 57.66 = 397.37 \text{ Btu/pie}^3 \text{ de gas natural}$$

Por lo tanto, el calor disponible es:

$$HA_{1200^\circ\text{F}} = 1104.71 - 397.37 = 707.339 \text{ Btu/pie}^3 \text{ de gas natural}$$

El resultado anterior también puede ser obtenido empleando el siguiente método.

No se conoce $HA_{1200^\circ\text{F}}$ para un gas natural con un H_G de 1104 Btu/pie^3 de gas natural. De la gráfica 1 del apéndice A, para un gas natural con un H_G de 1059 Btu/pie^3 de gas natural el $HA_{1200^\circ\text{F}}$ es de 695 Btu/pie^3 de gas natural.

$$HA_{1200^\circ\text{F}} = H_G (HA_{1200^\circ\text{F}}) / H_G = 1104 (695/1059) = 724.53 \text{ Btu/pie}^3 \text{ de gas natural}$$

Para el cálculo de la cantidad de gas natural necesario, se consideran las propiedades del aire, de la tabla 2 del apéndice B, la entalpía del aire a 200°F y 1200°F se presenta como 1170 y 8524 Btu/lb mol respectivamente.

La tasa de calor requerida para calentar los $5,000 \text{ pies}^3$ desde 200°F hasta 1200°F se realiza como sigue:

$$\text{Btu/min} = (5,000 \text{ pie}^3 \text{ estándar/min})(8,524 - 1,170 \text{ Btu/lbmol})(1/359 \text{ pies}^3 \text{ estándar/lbmol})$$

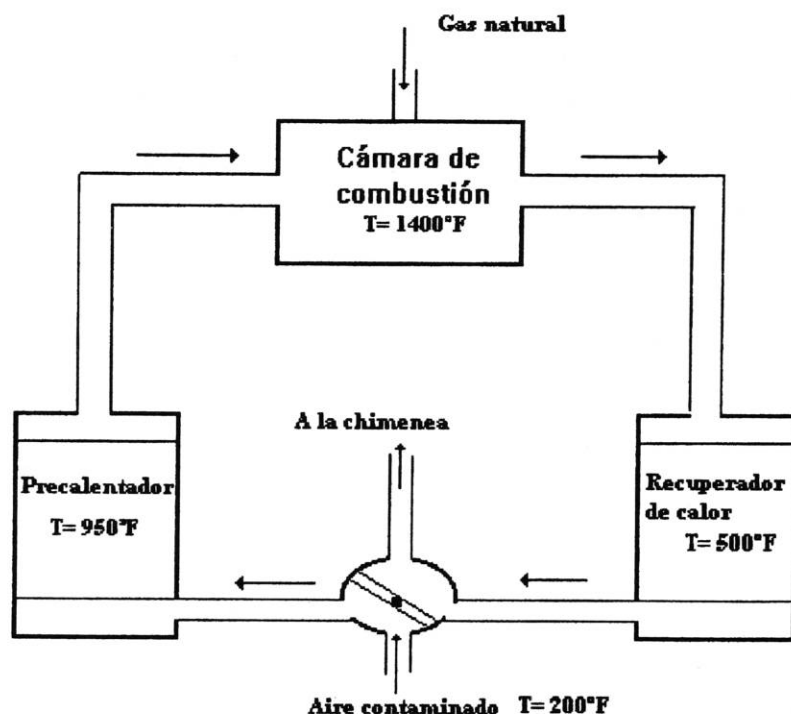
$$Q = 102,423.4 \text{ Btu/min}$$

Si la cantidad de calor disponible por pie cúbico para gas natural es 724.53 Btu/pie^3 , la tasa de gas natural que se requiere para calentar los $5,000 \text{ pies}^3$ de aire son:

$$\text{Cantidad de gas natural} = (97,000 \text{ Btu/min}) / (724.53 \text{ Btu/pie}^3) = 141.36 \text{ pies}^3/\text{min}$$

Problema 8

Dos unidades con recuperación de calor, remueven olores y humos de una corriente de aire de 10,000 pies³ actuales/min. El aire contaminado entra a 200° F y se eleva su temperatura hasta 950° F en el precalentador antes de ser quemado a 1400° F. A la salida el aire tiene una temperatura de 500° F.



Asuma lo siguiente:

- $\Rightarrow \bar{C}_p$ del aire = 0.26 Btu/lb·°F
- $\Rightarrow H_A = 950$ Btu/pie³ estándar
- $\Rightarrow V = 20$ pies/s (Velocidad en la cámara de combustión)
- \Rightarrow Productos de combustión = 11.5 pies³ productos/pie³ de combustible
- \Rightarrow No hay pérdidas de calor
- \Rightarrow Los cálculos se basan a una temperatura de referencia de 60° F y una presión de 1 atm
- \Rightarrow Hay un tiempo de residencia mínima de 0.3 s

- 1.- ¿Cuánto combustible es requerido?
- 2.- ¿Cuál es la longitud y el diámetro de la cámara de combustión?
- 3.- ¿Cuáles son los ahorros de combustible usando un recuperador de calor que trabaja 5000 h/año, si la operación es de \$ 1/1,000 pies³ estándar de gas?

a) Cálculo del flujo másico del aire

Sabiendo que:

$$\rho = m/V$$

entonces:

$$\dot{m} = Q \cdot \rho = (10,000 \text{ pies}^3/\text{min})(29 \text{ lb} / \text{lbmol})(1 / 379 \text{ pies}^3 / \text{lbmol}) \left(\frac{60^\circ F + 460}{200^\circ F + 460} \right)$$

$$\dot{m} = 603 \text{ lb} / \text{min} \text{ de aire a condiciones estándar}$$

b) Cálculo del calor requerido con una temperatura inicial de 950°F, una temperatura final de 1400°F y un \bar{C}_p igual a 0.26 Btu/lb°F

$$q = \dot{m} \cdot \bar{C}_p \cdot \Delta T = (603 \text{ lb} / \text{min})(0.26 \text{ Btu} / \text{lb}^\circ F)(1400^\circ F - 950^\circ F)$$

$$q = 70,551 \text{ Btu/min}$$

c) Cálculo del flujo del combustible

$$Q_{\text{combustible}} = \frac{q}{H_A} = \frac{70551 \text{ Btu} / \text{min}}{950 \text{ Btu} / \text{pie}^3 \text{ std}} = 74.3 \text{ pies}^3 \text{ std} / \text{min}$$

Posteriormente obtenemos el flujo total a través de la cámara de combustión, sumando la cantidad de aire a 1400°F y los productos de combustión en flujo actual.

Cantidad de aire a 1400°F:

$$(10,000 \text{ pies}^3 \text{ std} / \text{min}) \left(\frac{1400^\circ F + 460}{200^\circ F + 460} \right) = 28,181.81 \text{ pies}^3/\text{min}$$

Productos de la combustión (corregidos de condiciones estándar a actuales)

$$\begin{aligned}\text{Productos de combustión} &= (74.26 \text{ pies}^3 \text{ std} / \text{min}) \left(\frac{11.5 \text{ pies}^3 \text{ productos}}{\text{pie}^3 \text{ combustible}} \right) \left(\frac{1400^\circ F + 460}{60^\circ F + 460} \right) \\ &= 3,055 \text{ pies}^3/\text{min} \text{ actuales}\end{aligned}$$

Finalmente el flujo total sería igual a la cantidad de aire + los productos de la combustión

$$\Rightarrow Q_{\text{tot}} = (28,181.81 + 3,055) = 31,237 \text{ pies}^3/\text{min} \text{ actuales}$$

2.- Con los datos de flujo y velocidad se obtiene el diámetro de la cámara, empleando las siguientes ecuaciones:

$$A = \pi \cdot d^2/4 \quad \Rightarrow \quad d = (4 \cdot A/\pi)^{1/2} \quad \text{y como: } A = Q / V$$

sustituyendo se obtiene:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{(4)(31,237 \text{ pies}^3 / \text{min})}{(3.1416)(20 \text{ pies} / \text{s})(60 \text{ s} / 1 \text{ min})}} = 5.76 \text{ pies}$$

El largo de la cámara se obtiene de la siguiente forma:

$$\text{largo} = V \times t_{\text{res}} = (20 \text{ pies/s})(0.3 \text{ s}) = 6 \text{ pies}$$

Como regla general, la relación longitud - diámetro debe ser alrededor de 2 a 3, como en el problema se tienen 5.76 pies de diámetro, entonces éste deberá ser modificado.

a) Si no se usara recuperador de calor ¿cuántos pies³/min estándar se necesitarían de combustible?

Primero es necesario calcular la cantidad de calor:

$$q = \dot{m} \cdot \bar{C}_p \cdot \Delta T = (603 \text{ lb} / \text{min})(0.26 \text{ Btu} / \text{lb}^\circ F)(1400^\circ F - 200^\circ F)$$

$$q = 188,136 \text{ Btu/min}$$

b) Ahora el flujo de combustible sería de:

$$Q_{combustible} = \frac{q}{H_A} = \frac{188,136 Btu / min}{950 Btu / pies^3} = 198 pies^3 std / min$$

Como resultado el flujo total de los productos de combustión es:

$$\begin{array}{rcl} 198.00 & \text{pies}^3/\text{min} & \text{sin recuperación de calor} \\ - 74.26 & \text{pies}^3/\text{min} & \text{con recuperación de calor} \\ \hline 123.74 & \text{pies}^3 \text{ std/min} & \end{array}$$

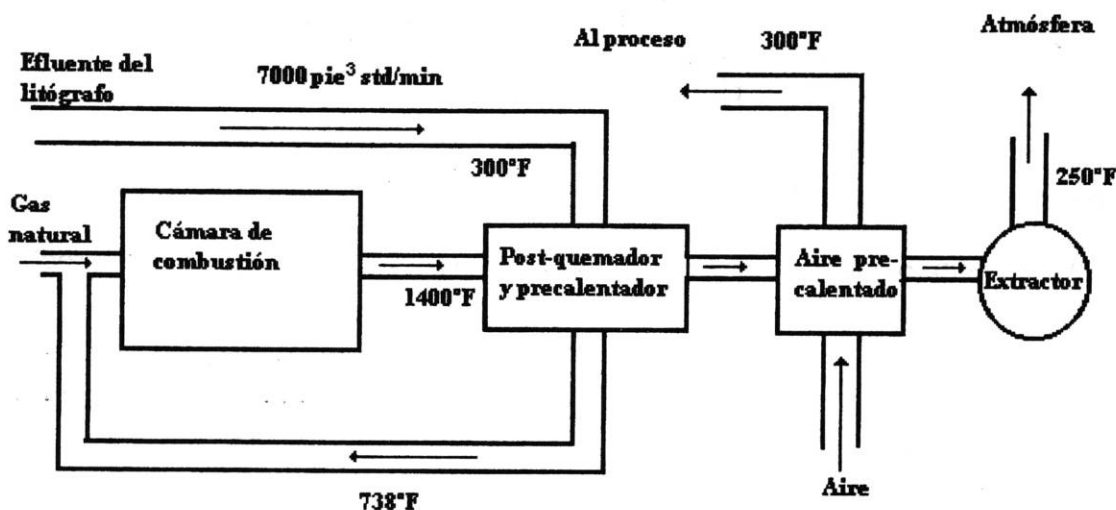
3.- Si el recuperador de calor funciona 5,000 h/año, entonces el flujo por año es:

$$123.74 \text{ pies}^3/\text{min} (60 \text{ min}/1 \text{ h})(5,000 \text{ h/año})(\$1/1,000 \text{ pies}^3) = \$37,122 \text{ /año ahorrados}$$

Problema 9

Se va a solicitar un permiso para construir un post-quemador de flama directa para controlar las emisiones de un proceso de litografía. Determinar si el post-quemador cumple los estándares de diseño requeridos por el gobierno. Con un 90% de remoción:

- La temperatura del post-quemador varía de 1300 - 1500°F
- El tiempo de residencia va de 0.3 a 0.5 segundos
- La velocidad en el post-quemador es de 20 a 40 pies/s
- El poder calorífico del tolueno es 17,620 BTU/lb



Considere lo siguiente:

- Las dimensiones del post-quemador son de 4.2 pies de diámetro y 14 pies de largo.
- El calor bruto del gas natural es de 1059 Btu/pie³
- El flujo másico del tolueno del efluente al post-quemador es igual a 30 lb/h
- La pérdida de calor en el post-quemador es del 10%
- El peso molecular del tolueno es de 92
- El tolueno tiene un LEL (Level Explosive Limit) igual a 1.2%
- Por cada pie cúbico quemado de gas natural se producen 11.5 pies cúbicos de productos de combustión y se requiere 10.33 pies cúbicos de aire teórico.

Preguntas:

- ¿La concentración de tolueno en el efluente es menor que el 25% de LEL requerido?
- ¿Cuánto combustible se requiere?
- Basandose en el flujo de los gases de combustión, ¿Las dimensiones de la cámara son las adecuadas?

Solución:

1) Para determinar si el tolueno en el efluente se encuentra un 25% por debajo del LEL, calculamos el flujo de hidrocarburos:

$$\dot{m}_{\text{HC}} = 30 \text{ lb/h}$$

$$Q_{\text{HC}} = \frac{(30 \text{ lb/h})(359 \text{ pies}^3 \text{ std})}{79 \text{ g/gmol}} = 136.33 \text{ pies}^3 \text{ std/h}$$

Después se debe obtener el flujo total del efluente:

$$Q_{\text{tot}} = (7,000 \text{ pies}^3 \text{ std/min})(60 \text{ min/h}) = 420,000 \text{ pies}^3 \text{ std/h}$$

El porcentaje de hidrocarburos en el efluente sería:

$$\frac{124 \text{ pies}^3 \text{ std/h}}{420,000 \text{ pies}^3 \text{ std/h}} = 0.029\%$$

Las condiciones de operación son:

$(0.25)(1.2 \% \text{ de LEL del tolueno}) = 0.30\%$, por lo que el efluente está dentro de los límites de operación.

2) Para calcular el calor requerido en el post-quemador al elevar 7,000 pies³ std/min de 738 °F a 1400° F, es necesario obtener el flujo molar (Asuma que todo el efluente es aire)

$$\dot{m} = \frac{7,000 \text{ pies}^3 \text{ std/min}}{359 \text{ pies}^3 \text{ std/lbmol}} = 19.5 \text{ lbmol/min}$$

El flujo total de calor quedaría:

$$q_1 = \dot{m} [C_{p2}(T_2 - T_0) - C_{p1}(T_1 - T_0)]$$

Los valores de C_p a diferentes temperaturas se obtienen de la tabla 4 del apéndice B.

$$C_{p_{\text{aire}}} (1400^\circ\text{F}) = 7.39 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F}$$

$$C_{p_{\text{aire}}} (738^\circ\text{F}) = 7.12 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F}$$

$$q_1 = 19.5 \text{ lbmol} / \text{min} [7.39 \text{ Btu} / \text{lbmol} ^\circ\text{F} (1400 - 0) ^\circ\text{F} - 7.12 \text{ Btu} / \text{lbmol} ^\circ\text{F} (738 - 0) ^\circ\text{F}]$$

$$q_1 = 99,283.1 \text{ Btu/min (Carga total de calor)}$$

Así, se calcula el calor de combustión neto de los hidrocarburos en el efluente:

$$q_2 = (30 \text{ lb/h}) (1 \text{ h}/60 \text{ min}) (17,620 \text{ Btu/lb}) = 8,810 \text{ Btu/min (calor proporcionado por el solvente)}$$

El calor neto requerido es:

$$q_3 = q_1 - q_2 = 99,283.1 - 8,810 = 90,473.1 \text{ Btu/min}$$

Debido a que existe un 10% de pérdida de calor, ahora el calor total requerido es:

$$q_T = (90,473.1 \text{ Btu/min}) (1.1) = 99,520 \text{ Btu/min}$$

El gas natural necesario para proporcionar el calor neto requerido es:

$$\text{pies}^3 \text{ std de gas} = (99,520 \text{ Btu/min}) (\text{Calor disponible})$$

$$= (99,520 \text{ Btu/min}) (\text{pie}^3 \text{ std de gas}/600 \text{ Btu})^* = 165.87 \text{ pies}^3 \text{ std de gas/min}$$

3) El volumen de los gases en el post-quemador se calcula usando los volúmenes individuales

a) Volumen de productos de combustión del gas natural

$$(165.87 \text{ pies}^3 \text{ s/min})(11.5 \text{ pies}^3 \text{ de productos/pie}^3 \text{ de combustible}) = 1,907 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

* Este valor se obtiene de la gráfica 1 del apéndice A, a una temperatura de 1400 °F usando gas natural con un calor bruto de 1,059 Btu/pie³

b) Volumen de productos de combustión del solvente (tolueno) se calculan del siguiente balance:



El aire requerido para quemar un mol de tolueno es:

$$\begin{array}{l} 1 \text{ mol de aire} \longrightarrow 0.217 \text{ mol de O}_2 \\ x \text{ mol de aire} \longrightarrow 9 \text{ moles de O}_2 \end{array}$$

$$X = 41.5 \text{ moles de aire}$$

De la misma forma se calculan los moles de productos de combustión por mol de tolueno:

$$\begin{array}{l} 1 \text{ mol de aire} \longrightarrow 0.783 \text{ moles de N}_2 \\ 41.5 \text{ moles de aire} \longrightarrow X \text{ moles de N}_2 \end{array}$$

$$X = 32.5 \text{ moles de N}_2$$

Por lo tanto el volumen de productos de combustión del tolueno son:

$$(136.33 \text{ pies}^3 \text{ std/h})(43.5 \text{ pies}^3 \text{ de productos/pie}^3 \text{ de tol.}) (1\text{h}/60\text{min}) = 98.8 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

c) El volumen de aire requerido para quemar el gas natural es:

$$\begin{array}{l} 10.33 \text{ pie}^3 \text{ de aire teórico} \longrightarrow 1 \text{ pie}^3 \text{ de gas natural} \\ X \qquad \qquad \qquad \longrightarrow 156 \text{ pies}^3 \text{ de gas natural} \end{array} \Rightarrow X = 1611 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

d) El volumen de aire requerido para quemar el tolueno es:

$$(136.3 \text{ pies}^3 \text{ std/h})(41.5 \text{ pies}^3 \text{ de productos/pie}^3 \text{ de tol.})(1 \text{ h}/60 \text{ min}) = 94.3 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

Por lo tanto, el volumen de los gases en el post-quemador sería el del litógrafo mas el de los productos de combustión del gas natural y del tolueno, menos el aire requerido para quemarlos, es decir:

$$(7,000 + 1,790 + 98.8 - 1,611 - 94.3) \text{ pies}^3 \text{ std/min} = 7,184 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

Corrigiendo a condiciones actuales:

$$Q_a = Q_s \frac{T_a}{T_s} = (7,184) \left(\frac{1,400^\circ F + 460}{60^\circ F + 460} \right) = 25,696.61 \text{ pies}^3 \text{ a} / \text{min}$$

Finalmente, hay que saber si la cámara es de tamaño adecuado con el flujo calculado.

$$25,696.61 \text{ pies}^3 \text{ a} / \text{min} (1 \text{ min} / 60 \text{ s}) = 428.3 \text{ pies}^3 / \text{s}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{428.3 \text{ pies}^3 / \text{s}}{(\pi / 4)(4.2 \text{ pies})^2} = 30.91 \text{ pies}^3 / \text{s}$$

La velocidad esta dentro de los límites. Para calcular el tiempo de residencia:

$$t = \frac{\text{largo}}{\text{velocidad}} = \frac{14 \text{ pies}}{30.91 \text{ pies} / \text{s}} = 0.453 \text{ s}$$

Por lo tanto, el tiempo de residencia es adecuado.

Problema 10

Se tiene un oxidador térmico con las siguientes características:

$$d = 1.2 \text{ m (3.9 pies)}$$

$$L = 3.8 \text{ m (12.5 pies)}$$

$$Q = 4.2 \text{ m}^3/\text{s (8,900 pies}^3 \text{ estándar/min)}$$

$$Q_{\text{gas}} = 0.12 \text{ m}^3/\text{s (255 pies}^3 \text{ estándar/min)}$$

$$T = 750^\circ\text{C (1,382 }^\circ\text{F)}$$

Además, el aire es proporcionado por la corriente del proceso (no se agrega aire adicional).

1. Determinar el volumen de la cámara
2. Determinar los productos de combustión
3. Determinar la cantidad de aire requerido
4. Determinar el tiempo de residencia dentro de la cámara.

Solución:

1) El volumen de la cámara se obtiene de la siguiente manera:

$$V_{\text{cámara}} = (\pi/4) (d^2) (L)$$

$$V_{\text{cámara}} = (3.1416/4) (1.2 \text{ m})^2 (3.8 \text{ m}) = 4.3 \text{ m}^3 (151.8 \text{ pies}^3)$$

2) Si 1 m^3 de gas natural produce 11.5 m^3 de productos de combustión, entonces $0.12 \text{ m}^3/\text{s}$ generará un volumen de productos de:

$$\begin{array}{lll} 1 \text{ m}^3/\text{s de gas natural} & \text{-----}> 11.5 \text{ m}^3 \text{ de productos} & \Rightarrow X = 1.38 \text{ m}^3/\text{s} \\ 0.12 \text{ m}^3/\text{s de gas natural} & \text{-----}> X & (48.7 \text{ pies}^3/\text{s}) \end{array}$$

3) Para obtener la cantidad de aire requerido se realiza la siguiente operación:

$$\begin{array}{lll} 10.33 \text{ m}^3 \text{ de aire teórico} & \text{-----}> 1 \text{ m}^3/\text{s de gas natural} & \Rightarrow X = 1.24 \text{ m}^3/\text{s} \\ X & \text{-----}> 0.12 \text{ m}^3/\text{s de gas natural} & (43.8 \text{ pies}^3/\text{s}) \end{array}$$

Realizando el balance correspondiente, tenemos que:

$$Q_{\text{aire requerido}} = \text{Gases de comb.} + \text{Gases de descarga} - \text{Aire utilizado en la comb.}$$

$$Q_{\text{aire requerido}} = (1.38 \text{ m}^3/\text{s} + 4.2 \text{ m}^3/\text{s} - 1.24 \text{ m}^3/\text{s})$$

$$Q_{\text{aire requerido}} = 4.34 \text{ m}^3/\text{s (153.3 pies}^3/\text{s)}$$

Corrigiendo a condiciones actuales de temperatura:

$$Q_a = Q_s \frac{T_a}{T_s} = (4.34 \text{ m}^3 / \text{s}) \left(\frac{750^\circ \text{C} + 273}{16^\circ \text{C} + 273} \right) = 15.4 \text{ m}^3 / \text{s}$$

4) Finalmente el tiempo de residencia se calcula con la siguiente ecuación:

$$t = (V_{\text{cámara}} / Q) = (4.3 \text{ m}^3 / 15.4 \text{ m}^3/\text{s})$$

$$t = 0.28 \text{ s}$$

ABSORCIÓN

2. ABSORCIÓN

Problema 1

Con los siguientes datos de solubilidad del dióxido de azufre (SO_2) en agua pura a 303°K y 101.3 kPa , grafique el diagrama de equilibrio y determine si se aplica la ley de Henry.

Datos:

Concentración de SO_2 (g de SO_2 /100 g de H_2O)	$P^* \text{ SO}_2$
0.5	6.0 kPa
1.0	11.6 kPa
1.5	18.5 kPa
2.0	24.3 kPa
2.5	30.0 kPa
3.0	36.0 kPa

Solución:

Convertir a fracción mol gaseosa a líquida:

$$Y^*(\text{gas}) = P^*/P_{\text{total}}$$

$$X (\text{líquida}) = \text{moles de } \text{SO}_2 \text{ en solución} / \text{moles totales}$$

Los moles de SO_2 en solución se calculan:

$$n = (\text{Concentración de } \text{SO}_2) / \text{PM del } \text{SO}_2$$

Por ejemplo, para obtener el primer dato :

$$Y^*(\text{gas}) = 6/101.3 = 0.0592$$

$$n = (0.5 \text{ g de } \text{SO}_2) / (64 \text{ g/gmol}) = 0.0078$$

Los moles de agua, en todos los casos son :

$$n = (100 \text{ g de } \text{H}_2\text{O}) / (18 \text{ g/gmol}) = 5.56$$

Finalmente queda :

$$X (\text{líquida}) = 0.0078 / (0.0078 + 5.56) = 0.0014 = 0.14\%$$

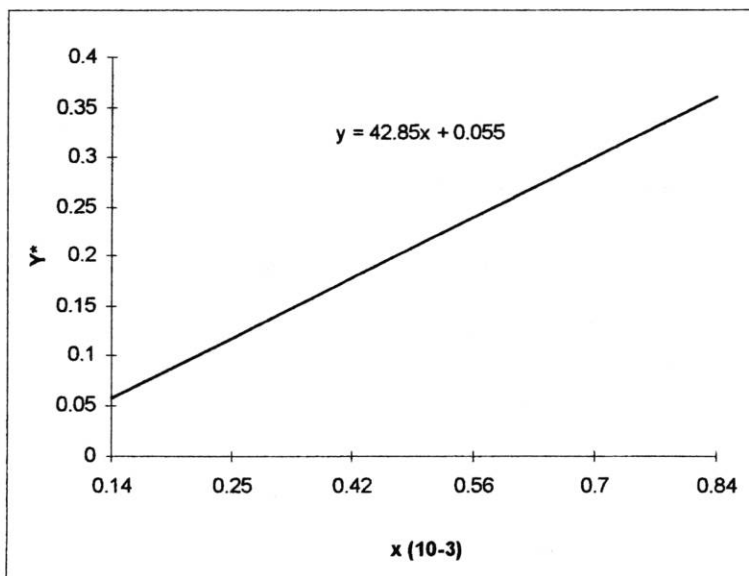
Los resultados obtenidos para cada uno de los datos son los siguientes:

Y^*	X	%
0.06	0.0014	0.14
0.11	0.0026	0.26
0.18	0.0042	0.42
0.24	0.0056	0.56
0.30	0.0070	0.70
0.36	0.0084	0.84

⇒ Aplicando la Ley de Henry

$$H = Y^*/X$$

Por definición, para el primer valor $\vartheta = (0.06/0.0014) = 42.85$ (valor de la pendiente). En la gráfica siguiente se pueden ver los valores y el comportamiento que tienen, por lo que comparando los resultados, sí aplica la Ley de Henry.



Problema 2

Calcular el gasto mínimo de agua pura requerida para remover 90% de SO_2 de una corriente gaseosa de $84.9 \text{ m}^3/\text{min}$ ($3,000 \text{ pies}^3 \text{ actuales/min}$) que contienen 3% de SO_2 en volumen. La temperatura es de 293°K y la presión de 101.3 kPa

Datos:

$$y_1 = 3\% \text{ de } \text{SO}_2 = 0.03$$

$$y_2 = 10\% \text{ de } y_1 = (0.03)(0.1) = 0.003$$

En el equilibrio $y_1 = H X_1$

$H = 42.85$ fracción mol (del problema anterior)

$x_2 = 0$ (porque el agua de entrada no contiene SO_2)

$$G_m = 84.9 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$x_1 = y_1 / H = 0.03/42.85 = 7 \times 10^{-4}$$

Solución:

Primero es necesario calcular el gasto molar del gas (G_m) en la temperatura de operación, para ello se requiere corregir el volumen molar

$$273^\circ\text{K} \text{ -----} \rightarrow 0.0224 \text{ m}^3/\text{gmol de gas ideal} \quad \Rightarrow X = 0.024 \text{ m}^3/\text{gmol}$$

$$293^\circ\text{K} \text{ -----} \rightarrow X$$

$$G_m = (84.9 \text{ m}^3/\text{min}) (1 \text{ gmol de aire}/0.024 \text{ m}^3/\text{gmol}) = 3,538 \text{ gmol de aire/min}$$

Utilizando la ecuación de balance de materia en el absorbedor:

$$y_1 - y_2 = \frac{L_m}{G_m} (x_1 - x_2)$$

Despejando el gasto molar de líquido y sustituyendo valores:

$$L_m = G_m \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} = 3538 \text{ gmol} / \text{min} \left(\frac{0.03 - 0.003}{7 \times 10^{-4} - 0} \right) = 136.47 \text{ kgmol de } \text{H}_2\text{O} / \text{min}$$

Considerando el peso molecular del agua de 18 kg/kgmol , el gasto sería:

$$L_m = (18 \text{ kg/kgmol}) (136.47 \text{ kgmol/min}) = 2456.46 \text{ kg/min ó } 2456.46 \text{ l/min (1 gal/3.785 l)}$$

$$\mathbf{L_m = 648.99 \text{ gal/min}}$$

Problema 3

Para el lavador de problema 2 determine el diámetro de la columna, si el gasto del líquido de operación es 1.5 veces el mínimo. La velocidad del gas no debe ser mayor a 75% de la velocidad de inundación y el material de empaque es SADDLES INTALOX CERÁMICA de 2 pulgadas.

Datos

$$F = 40 \text{ pies}^2/\text{pie}^3$$

$$\phi = 1$$

$$\mu_l = 5.376 \times 10^{-4} \text{ lb/pie} \cdot \text{s}$$

$$g_c = 32.2 \text{ pies/s}$$

$$\rho_l = 0.073 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_g = 62.434 \text{ lb/pie}^3$$

Solución:

1) Del problema anterior $G_m = 3538 \text{ gmol de aire / min}$ y $L_{\min} = 2456.46 \text{ kg/min}$.

Convirtiendo el flujo molar del gas a flujo másico y asumiendo que el peso molecular del gas es de 29 kg/mol.

$$G_m = (3.538 \text{ kg mol/ min}) (29 \text{ kg/kg mol}) = 102.6 \text{ kg/min ó } 3.77 \text{ lb/s}$$

2) Ajustando el gasto del líquido

$$L_m = (2456.46 \text{ kg/min})(1.5) = 3684.7 \text{ kg/min}$$

3) Sabiendo que la densidad del aire y del agua son 1.29 kg/m^3 y 1000 kg/m^3 , respectivamente se obtiene el diámetro de la torre aplicado la correlación de Sherwood:

$$\text{Abcisa: } \frac{Q_L}{Q_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{3684.7 \text{ kg/min}}{102.6 \text{ kg/min}} \left(\frac{1.29 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} \right)^{0.5} = 1.29$$

$$\text{Ordenada: } \xi = \frac{G'^2 \cdot F \cdot \phi \cdot \mu_l^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g_c}$$

De la gráfica 2 del apéndice A, ir a la línea de inundación desde 1.29, la ordenada ξ tiene un valor de 0.02.

Rearreglando la correlación de Sherwood y Pickford en función de la velocidad de inundación (G'):

$$G' = \sqrt{\frac{\xi \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g_c}{F \cdot \phi \cdot \mu_l^{0.2}}}$$

sustituyendo valores:

$$G' = \sqrt{\frac{(0.02 \text{ pulg de } H_2O / \text{pie de empaque})(0.073 \text{ lb} / \text{pie}^3)(62.434 \text{ lb} / \text{pie}^3)(32.2 \text{ pies} / \text{s}^2)}{(40 \text{ pies}^2 / \text{pie}^3)(1)(5.376 \times 10^{-4} \text{ lb} / \text{pie} \cdot \text{s})^{0.2}}}$$

$$G' = 0.575 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}$$

La G' de operación es una fracción de la G' en la inundación, en este caso es un 75%:

$$G'_{\text{oper}} = (f)(G') = (0.75)(0.575 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}) = 0.4313 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}$$

El área seccional de la columna se calcula:

$$A = \frac{Gm}{G'_{\text{oper}}} = \frac{3.77 \text{ lb} / \text{s}}{0.4313 \text{ lb} / \text{pie}^2 \cdot \text{s}} = 8.74 \text{ pies}^2$$

El diámetro de la columna se obtiene:

$$d_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = (1.13)(A)^{0.5} = (1.13)(8.74 \text{ pies}^2)^{0.5} = 3.33 \text{ pies}$$

Problema 4

Del problema 2, se determinó que la altura de una unidad de transferencia (H_{OG}) para el sistema H_2O-SO_2 es de 0.829 m. Calcular la altura total del empaque requerido para alcanzar un 90% de eficiencia de remoción.

Los siguientes datos se tomaron de los tres problemas anteriores:

$m = 42.7$ fracción mol de SO_2 en aire / fracción mol de SO_2 en agua

$G_m = 3.538$ kgmol/min

$L_m = 3684.7$ kg/min (kgmol/18 kg) = 204.7 kgmol/min (flujo molar)

$x_2 = 0$ (no se recircula líquido)

$y_1 = 0.03$

$y_2 = 0.003$

$H_{OG} = 0.829$ m

Solución:

Para determinar la altura, primero es necesario calcular el número de unidades de transferencia, utilizando la siguiente ecuación:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left\{ \frac{y_1 - mx_2 \left(1 - m \frac{G_m}{L_m} \right) + m \frac{G_m}{L_m}}{y_2 - mx_2 \left(1 - m \frac{G_m}{L_m} \right) + m \frac{G_m}{L_m}} \right\}}{1 - m \frac{G_m}{L_m}}$$

sustituyendo valores:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left\{ \left(\frac{0.03 - 42.7(0)}{0.003 - 42.7(0)} \right) \left(1 - 42.7 \left(\frac{3.538}{204.7} \right) \right) + 42.7 \left(\frac{3.538}{204.7} \right) \right\}}{1 - 42.7 \left(\frac{3.538}{204.7} \right)}$$

$$N_{OG} = 4.623$$

Finalmente, la altura de empaque se calcula:

$$z = N_{OG} \times H_{OG} = (4.623) (0.829 \text{ m})$$

$$z = 3.79 \text{ m}$$

Problema 5

Para las condiciones descritas en el problema 2, determine el diámetro mínimo aceptable si el lavador es una torre de platos con burbujeo. Los platos están espaciados 0.55 m uno del otro.

Datos

$$Q = 84.9 \text{ m}^3/\text{min} \text{ (60 min/1h)} = 5094 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_g = 1.17 \text{ kg/m}^3$$

$$\psi = 0.0162 \text{ m}^{0.25} \text{ h}^{0.25} \text{ kg}^{0.25} \text{ (Se lee de la tabla número 5 que se encuentra en el Apéndice B)}$$

Solución:

El diámetro de la torre, se determina mediante la siguiente correlación:

$$d_t = \left(Q \sqrt{\rho_g} \right)^{0.5} (\psi)$$

sustituyendo valores:

$$d_t = \left(5094 \text{ m}^3 / \text{h} \sqrt{1.17 \text{ kg} / \text{m}^3} \right)^{0.5} \left(0.0162 \text{ m}^{0.25} \text{ h}^{0.25} \text{ kg}^{0.25} \right) = 1.202 \text{ m}$$

Corregir el diámetro para un espaciamiento de 0.55 m:

De la gráfica 8 del apéndice A, el factor de corrección leído es 1.05, por lo tanto, el diámetro mínimo es de:

$$1.2 \text{ m} (1.05) = 1.26 \text{ m}$$

Problema 6

Calcular en número de platos teóricos requeridos para el lavador del problema anterior, utilizando las condiciones del problema 4. Estimar la altura total de la columna si las charolas están espaciadas en intervalos de 0.53 m y tomar en cuenta que se tiene una eficiencia total de los platos del 70%.

Datos:

$m = 42.7$ kgmol de H_2O /kgmol de aire

$G_m = 3.538$ kgmol/min

$L_m = 3684.7$ kg/min, 20.7 kgmol/min

$x_2 = 0$ (no se recircula líquido)

$y_1 = 0.03$

$y_2 = 0.003$

$H_{OG} = 0.829$ m

Solución:

El número de platos teóricos se calcula de acuerdo a la ecuación de Sherwood y Pickford:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left\{ \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \left(1 - m \frac{G_m}{L_m} \right) + m \frac{G_m}{L_m} \right\}}{\ln \left(\frac{L_m}{m G_m} \right)}$$

sustituyendo valores:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left\{ \left(\frac{0.03 - 42.7(0)}{0.003 - 42.7(0)} \right) \left(1 - 42.7 \left(\frac{3.538}{204.7} \right) \right) + 42.7 \left(\frac{3.538}{204.7} \right) \right\}}{\ln \left(\frac{204.7}{(42.7)3.538} \right)}$$

$$N_p = 3.98 = 4 \text{ platos teóricos}$$

Asumiendo que la eficiencia total es de 70%, el número actual de platos es:

$$(4 / 0.7) = 5.7 = 6 \text{ platos teóricos}$$

Finalmente, la altura se calcula:

$$z = N_p \times \text{espaciamiento entre platos} + \text{altura entre cada plato}$$

$$z = (6) (0.53 \text{ m}) + (0.53 \text{ m})$$

$$z = 3.71 \text{ m}$$

Problema 7

Calcular la altura de empaque de un lavador a contracorriente, que se requiere para reducir la concentración de amoníaco a la salida en un 90 %. Se tiene la siguiente información:

Flujo del líquido = 1000 lbmol/h

Flujo del gas = 700 lbmol/h

Fracción mol de amoníaco en el gas de entrada = 0.023

Fracción mol de amoníaco en el líquido de salida = 0.015

No hay amoníaco en el líquido de entrada

La pendiente de la línea de equilibrio es igual a 0.93

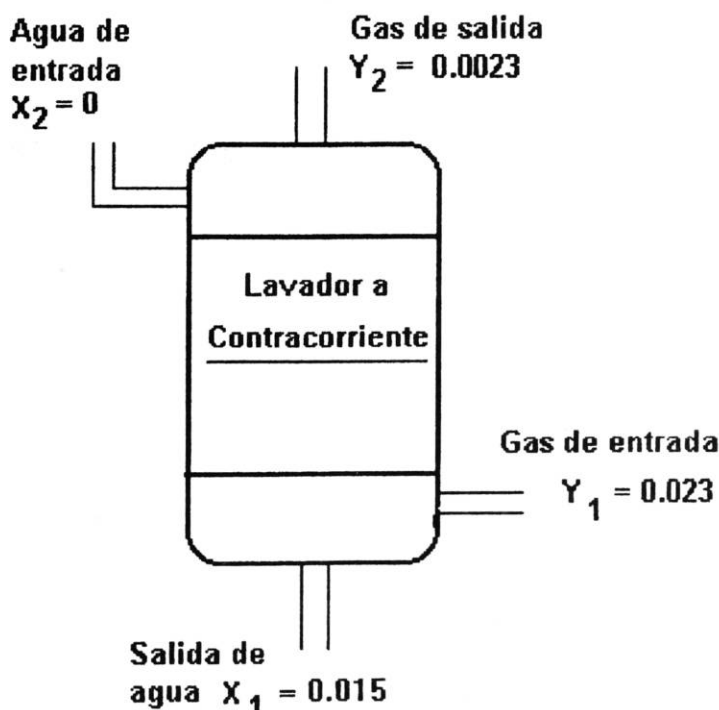
La altura de una unidad de transferencia es de 1.5 m

1.- Dibuje el diagrama del sistema indicando las entradas y salidas con los datos del problema.

2.- Una vez calculado el número de unidades de transferencia, revise el dato utilizando el diagrama del Colburn

Solución:

1.- El diagrama del sistema queda como sigue:



2.- El número de unidades de transferencia se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \left(1 - m \frac{G_m}{L_m} \right) + m \frac{G_m}{L_m} \right]}{1 - m \frac{G_m}{L_m}}$$

ya que se requiere disminuir la concentración de amoníaco en un 90%, entonces la fracción mol del gas a la salida (y_2) es igual a 0.0023, sustituyendo valores queda:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{0.023 - 0.93(0)}{0.0023 - 0.93(0)} \left(1 - 0.93 \left(\frac{700}{1000} \right) \right) + 0.93 \left(\frac{700}{1000} \right) \right]}{1 - 0.93 \left(\frac{700}{1000} \right)}$$

$$N_{OG} = 4.07$$

Se lee en el Diagrama de Colburn, gráfica 3 del apéndice A, los siguientes datos:

$$\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = 10$$

$$\frac{mG_m}{L_m} = 0.65$$

Y se obtiene un número de unidades de transferencia (N_{OG}) aproximadamente de 4, por lo que ambos resultados son comparables.

Finalmente, la altura se calcula:

$$z = N_{OG} \times H_{OG} = (4.07) (1.5 \text{ m})$$

$$z = 6.105 \text{ m}$$

Problema 8

Una torre empacada con estribos berl de cerámica y 1 pulgada, es empleada para tratar 30,000 pies³/h del gas entrante. El aire que entra en la torre contiene 1.8% de amoníaco en volumen, y se usará como absorbente, agua libre de amoníaco. Las condiciones de la torre son de 68°F y 1 atm. La relación entre el flujo de líquido y el flujo del gas, ambos a la entrada es 1.6. Si el gasto del gas ha de ser 60% del gasto de inundación y se ha de eliminar el 95% de amoníaco de la corriente de gas a la entrada, estimar el diámetro requerido de la torre, en pies, y la caída de presión en pulgadas de agua por pie de altura de la torre.

Datos

$$F = 110 \text{ pies}^2/\text{pie}^3$$

$$\phi = 1$$

$$\mu_l = 5.376 \times 10^{-4}$$

$$g_c = 32.2 \text{ pies/s}$$

$$\rho_l = 0.071 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_g = 62.434 \text{ lb/pie}^3$$

$$Q_L/Q_G = 1.6 \text{ lb liq./lb gas}$$

Solución:

1) Convertir el flujo del gas a flujo másico

$$\dot{m} = \rho \cdot Q_g = (0.071 \text{ lb / pie}^3)(30,000 \text{ pies}^3 / h) = 2,130 \text{ lb / h} = G_m$$

2) Para obtener el diámetro de la torre se aplica la correlación de Sherwood:

$$\text{Abcisa: } \frac{Q_L}{Q_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = 1.6 \cdot \left(\frac{0.071 \text{ lb / pie}^3}{62.434 \text{ lb / pie}^3} \right)^{0.5} = 0.0371$$

$$\text{Ordenada: } \xi = \frac{G'^2 \cdot F \cdot \phi \cdot \mu_l^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g_c}$$

La abcisa tiene un valor de 0.0371 y en la gráfica 2 del apéndice A, para la línea de inundación le corresponde una caída de presión de 0.18 pulg de agua / pie de altura de la torre.

Rearreglando la correlación de Sherwood y Pickford en función de la velocidad de inundación (G'):

$$G' = \sqrt{\frac{\xi \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g_c}{F \cdot \phi \cdot \mu_l^{0.2}}}$$

sustituyendo valores:

$$G' = \sqrt{\frac{(0.6 \text{ pulg de } H_2O / \text{pie de empaque})(0.071 \text{ lb} / \text{pie}^3)(62.434 \text{ lb} / \text{pie}^3)(32.2 \text{ pies} / \text{s}^2)}{(110 \text{ pies}^2 / \text{pie}^3)(1)(5.376 \times 10^{-4} \text{ lb} / \text{pie} \cdot \text{s})^{0.2}}}$$

$$G' = 3.509 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}$$

La G' de operación es una fracción de la G' en la inundación, en este caso es un 60%:

$$G'_{\text{oper}} = (f)(G') = (0.60)(3.509 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}) = 2.1 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{s}$$

El área seccional de la columna se calcula:

$$A = \frac{G'}{G'_{\text{oper}}} = \frac{3.509 \text{ lb} / \text{pie}^2 \cdot \text{s}}{2.1 \text{ lb} / \text{pie}^2 \cdot \text{s}} = 1.667$$

El diámetro de la columna se obtiene:

$$d_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = (1.13)(A)^{0.5} = (1.13)(1.667)^{0.5} = 1.46 \text{ pies}$$

ADSORCIÓN

3. ADSORCIÓN

Problema 1

Los gases de descarga de un proceso de limpieza en seco son de 15,000 pies³/min y contienen 680 ppm de tetracloruro de carbono (CCl₄). Teniendo en cuenta que la corriente de descarga está a 140° F y 14.7 psia. Por lo tanto, determinar la capacidad de saturación del carbono.

Solución:

En la fase gas, la fracción mol (Y) es igual a la fracción en volumen, Y = 680 ppm por lo tanto $Y = 6.8 \times 10^{-4}$ en fracción mol. Para determinar la capacidad de saturación, la presión del sistema se considera igual a la presión atmosférica, por lo tanto se necesita conocer la presión parcial, que se calcula:

$$P_{\text{CCl}_4} = P_T \cdot Y_{\text{CCl}_4} = (6.8 \times 10^{-4})(14.7 \text{ psia}) = 0.01 \text{ psia}$$

Finalmente, de la gráfica de capacidad de saturación (ver gráfica 6 del apéndice A) para el tetracloruro de carbono a una presión parcial de 0.01 psia y una temperatura de 140°F se puede leer aproximadamente de 30%.

Esto significa que en la saturación, 30 lbs de vapor son removidas por 100 lbs de carbón en el adsorbedor.

Problema 2

Tomando las mismas consideraciones del problema anterior, estimar la cantidad de carbón que se requerirá si el adsorbedor se opera durante un ciclo de 4 h. El PM del CCl_4 es de 154 lb/lbmol.

Solución:

Primero hay que calcular el Q del CCl_4 , de la siguiente forma:

$$Q_{\text{CCl}_4} = 15,000 \text{ pies}^3 \text{ std/min} (6.8 \times 10^{-4}) = 10.2 \text{ pies}^3 \text{ std/min}$$

Luego es necesario el flujo másico, sabiendo que 1 lbmol = 359 pies³ de gas ideal a 32°F y 14.7 psia, así:

$$\dot{m} = \rho \cdot Q = \left(\frac{154 \text{ lb} / \text{lbmol}}{359 \text{ pies}^3 / \text{lbmol}} \right) (10.2 \text{ pies}^3 / \text{min}) = 4.375 \text{ lb} / \text{min} \left(\frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \right) = 262.53 \text{ lb de CCl}_4 / \text{h}$$

Por último, como el ciclo de operación es de 4 h.

$$\dot{m} \cdot t_{\text{operación}} = (262.53 \text{ lb de CCl}_4 / \text{h})(4 \text{ h}) = 1050.12 \text{ lb de CCl}_4$$

La cantidad de carbón en la saturación que se requiere es:

$$(1050 \text{ lb de CCl}_4) (100 \text{ lb de carbón} / 30 \text{ lb de CCl}_4) = 3500 \text{ lb de carbón}$$

La cantidad actual de carbón requerida se puede estimar si se multiplica por 2 la cantidad requerida en la saturación:

$$(2) (3500 \text{ lb de carbón}) = 7000 \text{ lb de carbón} / \text{ciclo de 4 h}$$

Problema 3

Una compañía impresora debe reducir la cantidad de tolueno que emite en el proceso de impresión de rotograbado. La compañía cuenta con información preliminar para instalar un sistema de adsorción con carbón. La información es la siguiente:

$$Q_{\text{aire}} = 20,000 \text{ pies}^3 / \text{min}$$

El equipo opera al 25% del LEL de tolueno en el aire de salida

LEL para el tolueno es 1.2%

$$PM_{\text{tolueno}} = 92.1 \text{ lb/lb mol}$$

$$\rho_{\text{carbón}} = 30 \text{ lb/pie}^3$$

Capacidad de trabajo = 30% de la capacidad de saturación

Regeneración en 1 h

$$T = 77^\circ\text{F}$$

$$V_{\text{máxima}} = 100 \text{ pies/min}$$

Nota: 1lb mol de gas ideal ocupa 359 pies³ a condiciones estándar (32 °F y 1 atm)

Preguntas:

- 1.- Determinar el diámetro del adsorbedor
- 2.- Calcular el área seccional del lecho de carbón (en pies²)
- 3.- Calcular el diámetro del lecho
- 4.- Calcular la profundidad del lecho (pies)

Solución:

a) Cantidad de tolueno emitida

$$Q_{\text{total}} = (20,000 \text{ pies}^3/\text{min})(0.012)(0.25)$$

$$Q_{\text{total}} = 60 \text{ pies}^3/\text{min}$$

El flujo másico se obtiene:

$$\dot{m} = Q_{\text{total}} \cdot \rho$$

$$\dot{m} = (60 \text{ pies}^3 / \text{min})(92.1 \text{ lb} / \text{lbmol})(1 \text{ lbmol} / 359 \text{ pies}^3) \left(\frac{32^\circ \text{F} + 460}{77^\circ \text{F} + 460} \right)$$

$$\dot{m} = 14.103 \text{ lb} / \text{min}(60 \text{ min} / 1 \text{ h}) = 846.2 \text{ lb} / \text{h}$$

La presión parcial del tolueno se calcula:

$$P_i = Y \cdot P_T$$

$$P_i = (Q_{\text{tol}}/Q_{\text{aire}})(14.7 \text{ psia})$$

$$P_i = (60 \text{ pies}^3/\text{min} / 20,000 \text{ pies}^3/\text{min})(14.7 \text{ psia})$$

$$P_i = 0.044 \text{ psia}$$

De la gráfica 5 del apéndice A, la capacidad de saturación es de 38 %. La capacidad de trabajo es un 30 % de la capacidad de saturación, entonces:

$$\text{Cap. de trabajo} = (0.3)(0.38) = 0.114 = 11.4 \%$$

Por lo tanto se requieren 100 lb de carbón para remover 11.4 lb de tolueno, de esta forma haciendo la relación para remover 846.6 lb de tolueno/h.

$$\begin{array}{lcl} 100 \text{ lb carbón} & \text{-----} & 11.4 \text{ lb de tolueno} \\ X & \text{-----} & 846.2 \text{ lb de tolueno} \end{array}$$

$$X = 7,422.8 \text{ lb de carbón son necesarias para remover el tolueno en un ciclo de 1 hora}$$

El volumen de carbón se obtiene:

$$V_{\text{car}} = \frac{m_{\text{car}}}{\rho_{\text{car}}} = \frac{7,422.8 \text{ lb de carbón}}{30 \text{ lb carbón / pie}^3} = 247.427 \text{ pies}^3$$

Como el flujo es igual a:

$$\begin{aligned} Q_T = v \cdot A & \Rightarrow A = Q_T / v = 20,000 \text{ pies}^3/\text{min} / 100 \text{ pies}/\text{min} \\ & A = 200 \text{ pies}^2 \text{ (área seccional del lecho)} \end{aligned}$$

De tal forma, el diámetro sería igual a:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{(4)(200 \text{ pies}^2)}{3.1416}} = 15.96 \text{ pies}$$

La profundidad del lecho será:

$$\begin{aligned} \text{Prof. de lecho} &= \text{Vol de carbón} / \text{área seccional del lecho} \\ &= 247.427 \text{ pies}^3 \text{ de carbón} / 200 \text{ pies}^2 \\ &= 1.237 \text{ pies} \end{aligned}$$

Problema 4

Se quiere calcular la capacidad de trabajo de un proceso de adsorción, los datos son los siguientes:

$Q = 10,000 \text{ pies}^3/\text{min}$ a 77°F

$P_{\text{atm}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia}$

Hay 2000 ppm de tolueno y 3000 ppm de CCl_4

Se requiere una remoción de 95%

PM del $\text{CCl}_4 = 154 \text{ lb/lb mol}$

PM del Tolueno = 92.1 lb/lb mol

Nota: 1 lb mol de gas ideal ocupa 359 pies^3 a condiciones estándar (32°F y 1 atm)

Preguntas:

- 1.- ¿ Cuantas libras por hora de compuestos orgánicos se pueden remover?
- 2.- Considerando regeneración con vapor a 212°F , ¿cuál será la capacidad de trabajo?
- 3.- ¿Cuál es la capacidad de trabajo, si se utiliza vacío a 15 pulg de Hg para la regeneración?

1. Se obtienen las libras de compuestos orgánicos que serán removidos:

$$(10,000 \text{ pies}^3/\text{min}) (2000/1 \times 10^6) = 20 \text{ pies}^3/\text{min de tolueno}$$

$$(10,000 \text{ pies}^3/\text{min}) (3000/1 \times 10^6) = 30 \text{ pies}^3/\text{min de } \text{CCl}_4$$

El flujo másico del tolueno se obtiene de la siguiente manera, corregido a condiciones estándar:

$$\dot{m} = Q_{\text{total}} \cdot \rho$$

$$\dot{m} = (20 \text{ pies}^3 / \text{min})(92.1 \text{ lb} / 1 \text{ lbmol})(1 \text{ lbmol} / 359 \text{ pies}^3) \left(\frac{32^\circ \text{F} + 460}{77^\circ \text{F} + 460} \right)$$

$$\dot{m} = 4.7 \text{ lb} / \text{min}(60 \text{ min} / 1 \text{ h}) = 282.1 \text{ lb} / \text{h}$$

El flujo másico del tetracloruro de carbono, corregido a condiciones estándar se obtiene:

$$\dot{m} = Q_{total} \cdot \rho$$

$$\dot{m} = (30 \text{ pies}^3 / \text{min})(154 \text{ lb} / 1 \text{ lbmol})(1 \text{ lbmol} / 359 \text{ pies}^3) \left(\frac{32^\circ F + 460}{77^\circ F + 460} \right)$$

$$\dot{m} = 11.8 \text{ lb} / \text{min} (60 \text{ min} / 1 \text{ h}) = 708 \text{ lb} / \text{h}$$

El flujo másico total es:

$$\dot{m}_{total} = \dot{m}_{tolueno} + \dot{m}_{CCl_4} = 282.1 \text{ lb} / \text{h} + 708 \text{ lb} / \text{h} = 990.1 \text{ lb} / \text{h}$$

$$\dot{m}_{remoción} = (990.1)(0.95) = 940.6 \text{ lb} / \text{h}$$

2.- La presión parcial del tolueno se calcula:

$$P_i = Y \cdot P_T$$

$$P_i = (2000/1 \times 10^6)(14.7 \text{ psia})$$

$$P_i = 0.0294 \text{ psia}$$

De igual forma para el tetracloruro de carbono:

$$P_i = (3000/1 \times 10^6)(14.7 \text{ psia})$$

$$P_i = 0.0441 \text{ psia}$$

De las gráficas 5 y 6 del apéndice A, la capacidad de saturación para el tolueno es de 35 % y para el tetracloruro de carbono de 55 %.

Con regeneración, la presión parcial es 0.05 la presión de entrada, de esta forma:

$$P_{tolueno} = (0.0294 \text{ psia})(0.05) = 0.0015 \text{ psia}$$

$$P_{CCl_4} = (0.0441 \text{ psia})(0.05) = 0.0022 \text{ psia}$$

Así, nuevamente de las gráficas 5 y 6 del apéndice A, la capacidad de saturación a 212° F es ahora para el tolueno de 12 % y para el tetracloruro de carbono es de 14 %.

Por lo tanto con la regeneración, la capacidad de saturación es:

$$G_{\text{tolueno}} = 35 - 12 = 23 \%$$

$$G_{\text{CCl}_4} = 55 - 14 = 41 \%$$

La cantidad de carbón necesaria para remover cada compuesto es:

$$\text{Para tol.} = \dot{m} \cdot C_s \cdot \eta_{\text{remoción}} = (282.1 \text{ lb/h})(0.95)\left(\frac{1 \text{ lb de tolueno}}{0.23 \text{ lb de carbon}}\right) = 1165.2 \text{ lb de carbón/h}$$

$$\text{Para CCl}_4 = \dot{m} \cdot C_s \cdot \eta_{\text{remoción}} = (708 \text{ lb/h})(0.95)\left(\frac{1 \text{ lb de CCl}_4}{0.41 \text{ lb de carbon}}\right) = 1640.5 \text{ lb de carbón/h}$$

$$\text{Cant. total de carbón} = 1,165.2 + 1,640.5 = 2,805.7 \text{ lb de carbón/h}$$

La capacidad de trabajo total sería de:

$$\begin{aligned} \text{Cap. tot.} &= (990.1 \text{ lb de compuestos orgánicos/h})(1\text{h}/2805.7 \text{ lb de carbón}) \\ &= 0.353 \text{ lb de compuestos orgánicos/lb de carbón} \end{aligned}$$

3.- Usando una presión de vacío de 15 pulg de mercurio, haciendo la conversión:

$$15 \text{ pulg de Hg} (2.54 \text{ cm}/1 \text{ pulg})(0.1934 \text{ psia}/1 \text{ cm de Hg}) = 7.4 \text{ psia}$$

Obteniendo las presiones parciales

$$P_{\text{tolueno}} = (2 \times 10^{-3})(0.05)(7.4 \text{ psia}) = 7.4 \times 10^{-4} \text{ psia}$$

$$P_{\text{CCl}_4} = (3 \times 10^{-3})(0.05)(7.4 \text{ psia}) = 1.1 \times 10^{-3} \text{ psia}$$

De las gráficas 5 y 6 del apéndice A, la capacidad de saturación con regeneración con vacío a 212° F es para el tolueno de 22 % y para el tetracloruro de carbono es de 30 %. Usando los valores de la capacidad de saturación antes de la regeneración para obtener la capacidad de trabajo, entonces:

$$\text{Cap. de trabajo (tolueno)} = 35 - 22 = 13 \%$$

$$\text{Cap. de trabajo (tetracloruro de carbono)} = 55 - 30 = 25 \%$$

La cantidad de carbón necesaria para cada compuesto es ahora:

$$\text{Para tol.} = \dot{m} \cdot C_s \cdot \eta_{\text{remoción}} = (282.1 \text{ lb} / \text{h})(0.95) \left(\frac{1 \text{ lb de tolueno}}{0.13 \text{ lb de carbón}} \right) = 2,061.5 \text{ lb de carbón} / \text{h}$$

$$\text{Para CCl}_4 = \dot{m} \cdot C_s \cdot \eta_{\text{remoción}} = (708 \text{ lb} / \text{h})(0.95) \left(\frac{1 \text{ lb de CCl}_4}{0.25 \text{ lb de carbon}} \right) = 2,690.4 \text{ lb de carbón} / \text{h}$$

$$\text{Cant. total de carbón} = 2,061.5 + 2,690.4 = 4,751.9 \text{ lb de carbón/h}$$

La capacidad de trabajo total sería de:

$$\text{Cap. tot.} = (990 \text{ lb de Comp. Org.} / \text{h})(1 \text{ h} / 4,751.90 \text{ lb de carbón})$$

$$= 0.2083 \text{ lb de Comp. Org.} / \text{lb de carbón}$$

Problema 5

Tomando en cuenta los datos del problema 4 y los siguientes datos:

- Densidad del carbón = 30 lb/pie³
- Velocidad a través del lecho = 90 pies/min
- Tiempo de operación = 16 h por día
- Regeneración con vapor a 212° F
- La profundidad del lecho no debe exceder 4 pies
- Se necesitan 3031 lb de carbón para remover 939 lb de solventes/h

Preguntas:

- 1.- ¿Cuál es el ciclo de tiempo apropiado basado en la limitación de la profundidad del lecho?
- 2.- ¿Cuál es el volumen de carbón que se necesita?
- 3.- ¿Cuál es el diámetro del lecho?
- 4.- ¿Cuál es la profundidad del lecho?

Solución:

Del problema 4 sabemos que necesitamos 4752 lb de carbón/h para remover las 940 lb de solvente/h

- 1.- El diámetro del lecho se calcula:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{10,000 \text{ pies}^3 / \text{min}}{90 \text{ pies} / \text{min}} = 111.11 \text{ pies}^2$$

como el área está definida para el adsorbedor $A = \pi/4 (d^2)$

$$\Rightarrow d_t = \sqrt{\frac{A}{\pi/4}} = \sqrt{\frac{111.11 \text{ pies}^2}{0.785}} = 11.9 \text{ pies}$$

Para determinar el ciclo de tiempo se puede hacer una tabla, basada en la capacidad de saturación del carbón por hora, tomando en cuenta que el Vol del lecho = lb de carbón/p carbón, sabiendo que $V = \text{lb de C}/\rho$ y la $P = V / \text{área sup.}$

Ciclo de tiempo	1 h	2 h	4 h	5 h
lb de carbón	4752	9504	14,256	19,008
Vol. del lecho (pies ³)	158.4	316.8	475.2	633.6
Prof. del lecho	1.427	2.854	4.281	5.708

Se escogerá un ciclo de adsorción de 4 h, ya que la profundidad máxima del lecho es de 4 pies. Se usarán dos unidades, una para el proceso de adsorción mientras que la otra se está regenerando.

Problema 6

Un sistema de recuperación de solventes fue diseñado para recuperar benceno de una corriente de aire. La compañía ha planeado incrementar la producción, la cual resultaría en un incremento del 75% del benceno que debe ser controlado. Se tienen los siguiente datos del sistema:

- Densidad del carbón = 23 lb/pie³
- Velocidad del gas = 100 pies/min
- Área del lecho = 120 pies²
- Profundidad del lecho = 2 pies
- Concentración de benceno = 1316 ppm
- Temperatura = 26° C
- Cantidad de carbón = 5200 lb
- Capacidad de trabajo = 36 lb de benceno/100 lb de carbón
- Capacidad residual = 2.2 %
- Tiempo del ciclo de adsorción: 10 h, 2 h para lavar y secar
- Presión de vapor del benceno = 100 mm de Hg a 26° C
- ZTM⁴ = 2 pulg
- PM del benceno = 78.11 lb/lbmol

Preguntas:

- 1.- ¿Cuál es la nueva capacidad de saturación?
- 2.- ¿Cuál es la nueva capacidad de ruptura?
- 3.- ¿Cuál es la nueva capacidad de trabajo?
- 4.- ¿Cuál es el tiempo del ciclo?

Solución:

1) La concentración de benceno se determina:

$$Q_{\text{aire}} = V \cdot A = (100 \text{ pies/min}) (120 \text{ pies}^2)$$

$$Q_{\text{aire}} = 12,000 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$Y_{\text{benceno}} = 1316 \text{ ppm} + (0.75) (1316 \text{ ppm})$$

$$Y_{\text{benceno}} = 2303 \text{ ppm}$$

$$Q_{\text{benceno}} = (Q_{\text{aire}}) (Y_{\text{benceno}}) = (12,000 \text{ pies}^3/\text{min}) (2303 \text{ ppm}/1 \times 10^6)$$

$$Q_{\text{benceno}} = 27.63 \text{ pies}^3/\text{min}$$

⁴ ZTM=Zona de Transferencia de Masa

2) Calcular la saturación relativa para obtener la nueva capacidad de saturación:

$$\text{Sat. relativa} = P_{\text{benceno a } 26^\circ\text{C}} / P_{\text{de vapor del benceno a } 26^\circ\text{C}}$$

$$P_{\text{benceno}} = (Y_{\text{benceno}}) (P_{\text{atm}}) = (0.0023) (760 \text{ mm Hg})$$

$$P_{\text{benceno}} = 1.75 \text{ mm Hg}$$

tenemos que la presión de vapor del benceno a 26°C es de 100 mm Hg, entonces:

$$\text{Sat. relativa} = 1.75 \text{ mm Hg} / 100 \text{ mm Hg} = 0.0175 \text{ ó } 1.75 \%$$

De la gráfica 4 del apéndice A, tenemos la nueva capacidad de saturación, $C_s = 45\%$

3) La nueva capacidad de ruptura se obtiene de la siguiente manera:

$$BC = \frac{1}{2} \left[\frac{C_{sat}(ZTM) + C_{sat}(D - ZTM)}{D} \right]$$

$$BC = \frac{1}{2} \left[\frac{(0.45)(2 \text{ pulg}) + (0.45)(24 \text{ pulg} - 2 \text{ pulg})}{24 \text{ pulg}} \right]$$

$$BC = 0.225 = 22.5 \%$$

4) La capacidad de trabajo para las nuevas condiciones será:

$$WC = BC - \text{Cap. residual}$$

$$= 22.5\% - 2.2\%$$

$$= 20.3 \%$$

100 lb de carbón remueven 20.3 lb de benceno

5) Se determina el tiempo del ciclo

$$Q_{\text{benceno}} = 27.63 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$\dot{m} = Q \cdot \rho$$

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{(78.1 \text{ lb} / \text{lbmol})(1 \text{ lbmol})}{359 \text{ pies}^3} = 0.22 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$\dot{m} = (27.63 \text{ pies}^3 / \text{min}) \left(\frac{32^\circ \text{ F} + 460}{78.8^\circ \text{ F} + 460} \right) (0.22 \text{ lb} / \text{pie}^3)$$

$$\dot{m} = 5.55 \text{ lb} / \text{min} = 333 \text{ lb} / \text{h}$$

Si 100 lb de carbón remueven 20.3 lb de benceno, las libras de benceno removidas por 5200 lb de carbón sera:

$$\begin{array}{lcl} 100 \text{ lb de carbón} & \text{-----}> & 20.3 \text{ lb de benceno} \\ 5200 \text{ lb de carbón} & \text{-----}> & x \end{array}$$

$$x = 1055.6 \text{ lb de benceno}$$

Si el flujo másico del benceno es de 333 lb/h y es posible remover 1055.6 lb de benceno, entonces el tiempo de remoción será:

$$t = (1055.6 \text{ lb de benceno}) / (333 \text{ lb/h})$$

$$t = 3.17 \text{ h}$$

Problema 7

Una terminal transfiere gasolina a las estaciones de servicio y tiene planeado instalar una unidad de adsorción con carbón activado para controlar las emisiones durante el llenado de los tanques subterráneos. La información con la que se cuenta es la siguiente:

- Promedio diario de gasolina = 120,000 gal/día
- Bombeo diario = 2000 gal/min
- Flujo de aire hacia el adsorbedor = 350 pies³/min
- Diámetro del adsorbedor = 4 pies
- Altura del lecho del carbón = 3 pies
- Hay 2 lechos, tiempo del ciclo de regeneración = 1/2 h por cada lecho
- Factor de emisión = 5 lb/1000 gal cargados al tanque
- Límite de emisión = 0.67 lb/1000 gal cargados al tanque
- PM de gasolina = 68 lb/lb mol
- Constante universal de los gases ideales, $R = 0.732 \text{ atm} \cdot \text{pie}^3 / \text{lb mol } ^\circ\text{R}$
- $T = 70^\circ\text{F}$
- Densidad del carbón = 30 lb/pie³
- La velocidad a través del adsorbedor debe de estar entre 20 y 100 pies/min

Preguntas:

- 1) ¿Cuál es la velocidad a través del adsorbedor?
- 2) ¿Cuanto carbón se requiere?
- 3) ¿Cuál es la profundidad del lecho?

1) La velocidad del adsorbedor es:

$$v = Q/A \Rightarrow A = \pi \cdot D^2 / 4 = (3.1416)(4 \text{ pies})^2 / 4$$

$$A = 12.56 \text{ pies}^2$$

$$v = 350 \text{ pies}^3/\text{min} / 12.56 \text{ pies}^2$$

$$v = 27.85 \text{ pies/min}$$

2) La cantidad de vapores que se controlarán son:

$$\text{Emisiones no controladas} = (Q_{\text{max}}) (\text{factor de emisión})$$

$$= (2000 \text{ gal/min}) (5 \text{ lb/1000 gal})$$

$$= 10 \text{ lb/min}$$



$$\begin{aligned}\text{Emisiones permitidas} &= (Q_{\max}) (\text{límite de emisión}) \\ &= (2000 \text{ gal/min}) (0.67 \text{ lb/1000 gal}) \\ &= 1.34 \text{ lb/min}\end{aligned}$$

$$\text{Cantidad de emisiones que se controlarán} = 10 \text{ lb/min} - 1.34 \text{ lb/min} = 8.66 \text{ lb/min}$$

3) La capacidad de saturación es:

$$PV = nRT ; \quad n = \frac{(1 \text{ lb mol}) (10 \text{ lb/min})}{68 \text{ lb}} = 0.147 \text{ lb mol/min}$$

$$\text{donde: } T = 460 + 70^\circ \text{ F} = 530^\circ \text{ R}$$

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{(0.147 \text{ lbmol/min})(0.732 \text{ atm pie}^3 / \text{lbmol}^\circ \text{ R})(530^\circ \text{ R})}{1 \text{ atm}} = 57.03 \text{ pies}^3 / \text{min}$$

$$Y_{\text{gasolina}} = (57.03 \text{ pies}^3 / \text{min}) / (350 \text{ pies}^3 / \text{min}) = 0.163$$

entonces:

$$\begin{aligned}P_{\text{gasolina}} &= Y_{\text{gasolina}} \cdot P_{\text{atm}} = (0.163) (14.7 \text{ psia}) \\ &= 2.4 \text{ psia}\end{aligned}$$

De la gráfica 7 del apéndice A, obtenemos la capacidad de saturación

Cap. de Sat. = 27 % ; 27 lb de vapor de gasolina, son removidas por 100 lb de carbón.

4) Calcular la cantidad de carbón requerida

$$\text{Cantidad de gasolina } 8.66 \text{ lb/min} \times 30 \text{ min} = 260 \text{ lb de vapor de gasolina}$$

Por lo tanto:

$$\begin{array}{rcl} 100 \text{ lb de carbón} & \text{-----} & 27 \text{ lb de vapor de gasolina} \\ X & \text{-----} & 260 \text{ lb de vapor de gasolina} \end{array}$$

X = 963 lb de carbón para saturación

La capacidad de trabajo o de carga de carbón será igual a:

$$\begin{aligned}\text{Cap. de trabajo} &= 2(C_s) \\ &= 2(963 \text{ lb de carbón}) \\ &= 1926 \text{ lb de carbón}\end{aligned}$$

5) Calcular la profundidad del lecho

Primero hay que obtener el volumen de carbón:

$$\begin{aligned}\text{Vol. de carbón} &= m/\rho = 1926 \text{ lb de carbón}/30 \text{ lb/pie}^3 \\ &= 64.2 \text{ pies}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Prof. de lecho} &= \text{Vol. de carbón}/\text{Área superficial} \\ &= 64.2 \text{ pies}^3/12.56 \text{ pies}^2 \\ &= 5.11 \text{ pies}\end{aligned}$$

La profundidad calculada para el sistema actual excede la especificada que es de 3 pies, por lo que se recomienda instalar otra unidad de adsorción para un mejor funcionamiento o incrementar la cantidad de carbón.

Problema 8

Una desengrasadora se ha diseñado para recuperar tolueno de una corriente de aire de $3.78 \text{ m}^3/\text{s}$ a 25°C y presión atmosférica. Se planea utilizar un sistema de adsorción de dos lechos de carbón con un ciclo de tiempo de 4 h. La concentración máxima del tolueno se mantiene abajo del 50 % del LEL por seguridad.

Datos:

LEL para tolueno = 1.2 %

PM del tolueno = 92.1 kg/kgmol

Densidad del carbón = 480 kg/m^3

Calcular:

- 1.- La cantidad de carbón requerida para un ciclo de 4 h
- 2.- El área superficial requerida en base a 0.508 m/s de máxima velocidad
- 3.- La profundidad del lecho de carbón

Solución:

- 1.- La cantidad de carbón se obtiene de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} Q_{\text{tolueno}} &= Q (\text{conc. máxima del tolueno}) (\text{LEL}) \\ &= (3.78 \text{ m}^3/\text{s}) (0.5) (0.012) = 0.023 \text{ m}^3/\text{s} \text{ de tolueno} \end{aligned}$$

El flujo másico de tolueno corregido a condiciones estándar sería:

$$\begin{aligned} \dot{m} &= Q_{\text{total}} \cdot \rho \\ \dot{m} &= (0.023 \text{ m}^3 / \text{s}) (92.1 \text{ kg} / \text{kgmol}) (1 \text{ kgmol} / 22.4 \text{ m}^3) \left(\frac{0^\circ\text{C} + 273}{25^\circ\text{C} + 273} \right) = 0.087 \text{ kg} / \text{s} \end{aligned}$$

Es necesario determinar la capacidad de saturación del carbón, de acuerdo a su presión parcial, de la siguiente forma:

$$p = Y \cdot P$$

$$p = (0.023 \text{ m}^3/\text{s} / 3.78 \text{ m}^3/\text{s}) (14.7 \text{ psia}) = 0.089 \text{ psia}$$

En la gráfica 5 del apéndice A, la capacidad de saturación para el tolueno es de 40%.

De esta forma, la cantidad de carbón en la saturación, necesaria para un ciclo de 4 h es:

$$C_s = (0.087 \text{ kg/s de tolueno})(100 \text{ kg de carbón}/40 \text{ kg de tolueno})(3600 \text{ s}/1 \text{ h})(4 \text{ h})$$

$$C_s = 3,132 \text{ kg de carbón}$$

La capacidad de trabajo puede ser estimada, duplicando la capacidad de saturación, así:

$$\begin{aligned} \text{Cap. de trabajo} &= 2(C_s) \\ &= 2(3,132 \text{ kg de carbón}) \\ &= \mathbf{6,264 \text{ kg de carbón}} \end{aligned}$$

2.- El área superficial se obtiene:

$$A = Q/v_{\max} = (3.78 \text{ m}^3/\text{s})/(0.508 \text{ m/s}) = 7.44 \text{ m}^2$$

Para un adsorbedor de flujo horizontal, se podría poner un recipiente de aproximadamente 2 m de diámetro y 4 m de longitud, obteniéndose un área de 8 m², que es mayor que el área requerida.

Por otra parte, el flujo másico es muy alto para ser manejado en un adsorbedor vertical simple. Una alternativa podría ser utilizar tres adsorbedores, trabajando dos mientras uno es regenerado. Cada uno de estos debe ser diseñado para manejar 1.89 m³/s. El área requerida estaría en función nuevamente de la velocidad límite:

$$A = Q/v_{\max} = (1.89 \text{ m}^3/\text{s})/(0.508 \text{ m/s}) = 3.72 \text{ m}^2$$

El diámetro, de esta forma sería:

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 2.18 \text{ m}$$

3.- El volumen de carbón que se necesita, para el sistema es:

$$\begin{aligned} \text{Vol. de carbón} &= m/\rho = 6,264 \text{ kg de carbón}/480 \text{ kg/m}^3 \\ &= 13.05 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4.- La profundidad del lecho horizontal es:

$$\text{Prof. de lecho} = \text{Vol. de carbón} / \text{Área superficial}$$

$$= 13.05 \text{ m}^3 / 7.44 \text{ m}^2$$

$$= 1.754 \text{ m}$$

Nota: La profundidad para un lecho vertical es la misma, ya que tanto el volumen, como el área se conservan.

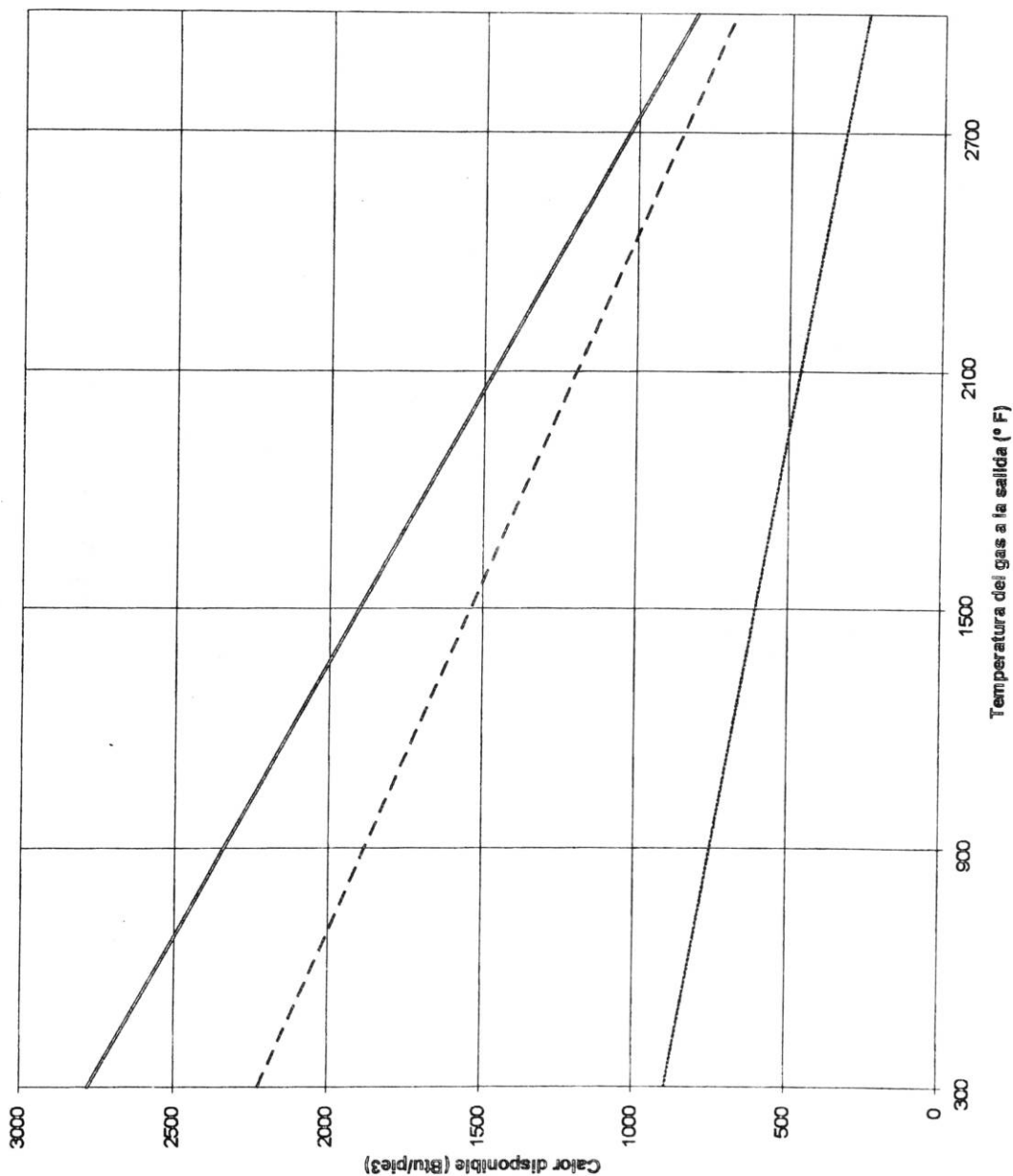
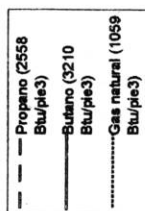
La profundidad del lecho es mayor que la recomendada (1.2 m), esa profundidad debe corresponder a una caída de presión de aproximadamente 10 kPa. En situaciones prácticas de diseño los parámetros de operación (tales como: profundidad del lecho, tamaño del adsorbedor, tiempo de operación, etc.) deberán variar al reducir esta alta caída de presión y así poder determinar las mejores alternativas económicas.

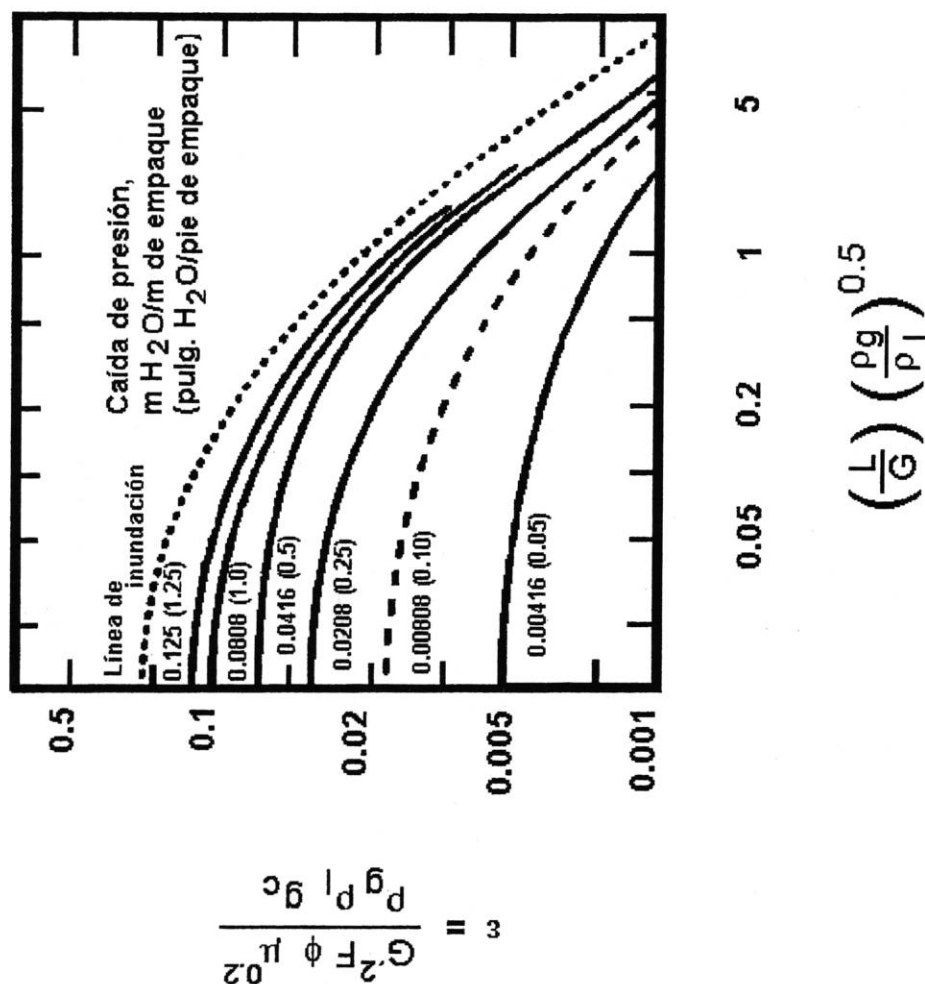
BIBLIOGRAFÍA

- 1) EPA-APTI Course 415
Control of Gaseous Emissions
Student manual
1981.
- 2) Crawford, Martin
Air pollution control theory
Mc Graw Hill
USA, 1976, 463-555.
- 3) Wark, Kenneth & Cecil F. Warner
Contaminación del aire (origen y control)
Editorial Limusa
México, 1990, 327-431.
- 4) Tchobanoglous, George, *et al*
Environmental Engineering
Mc Graw Hill
Singapore, 1985, 518-567.

APÉNDICE A

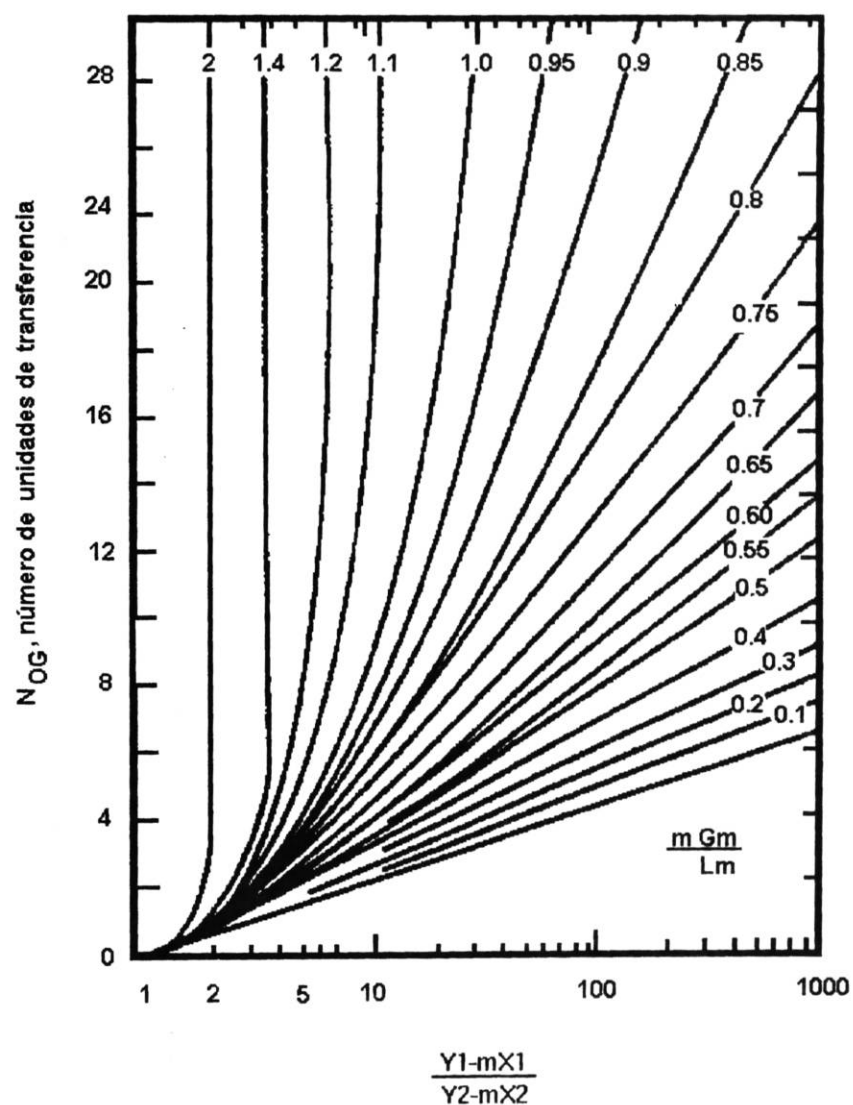
Calor disponible para algunos combustibles





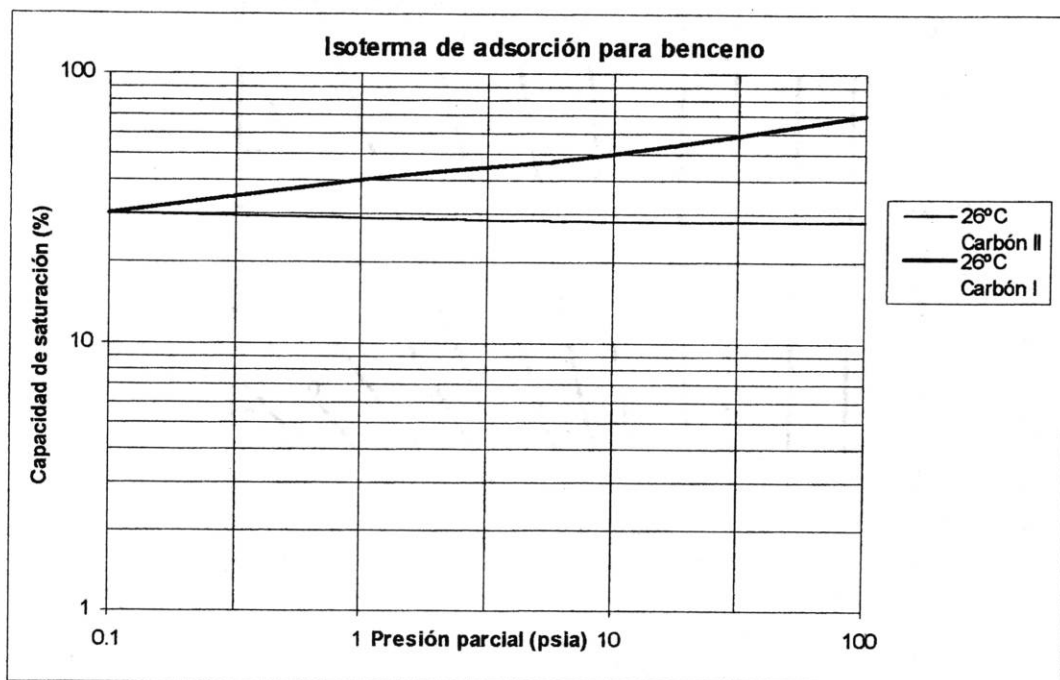
Gráfica 2 Correlación de Sherwood

Fuente: EPA - APTI
Control of Gaseous Emissions
Student Manual, 1981.

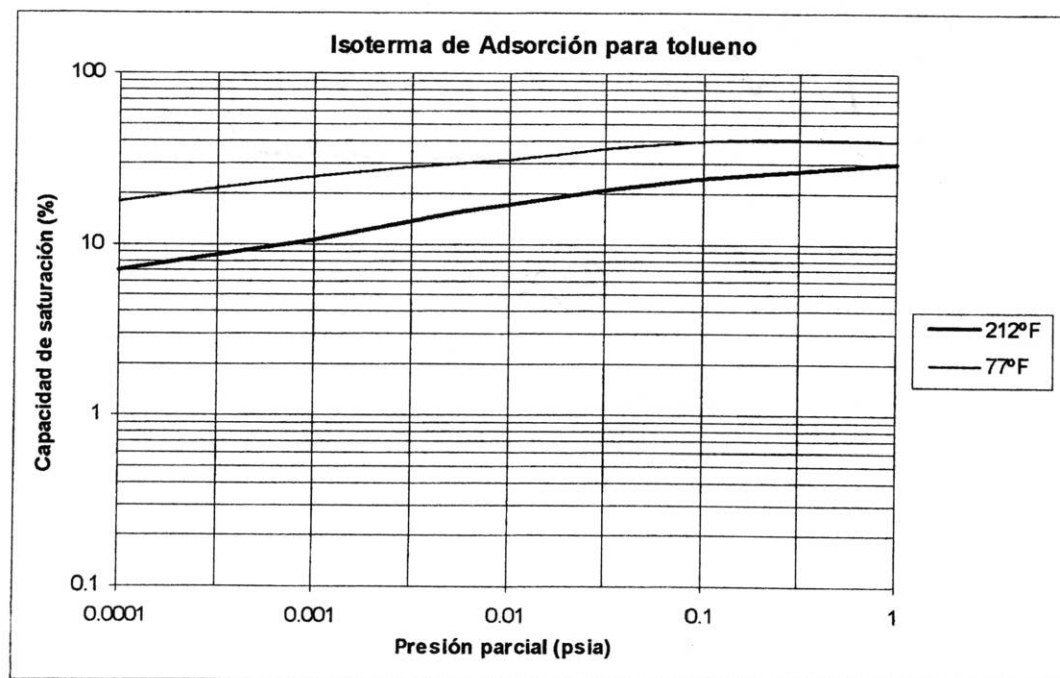


Gráfica 3 Diagrama de Colburn

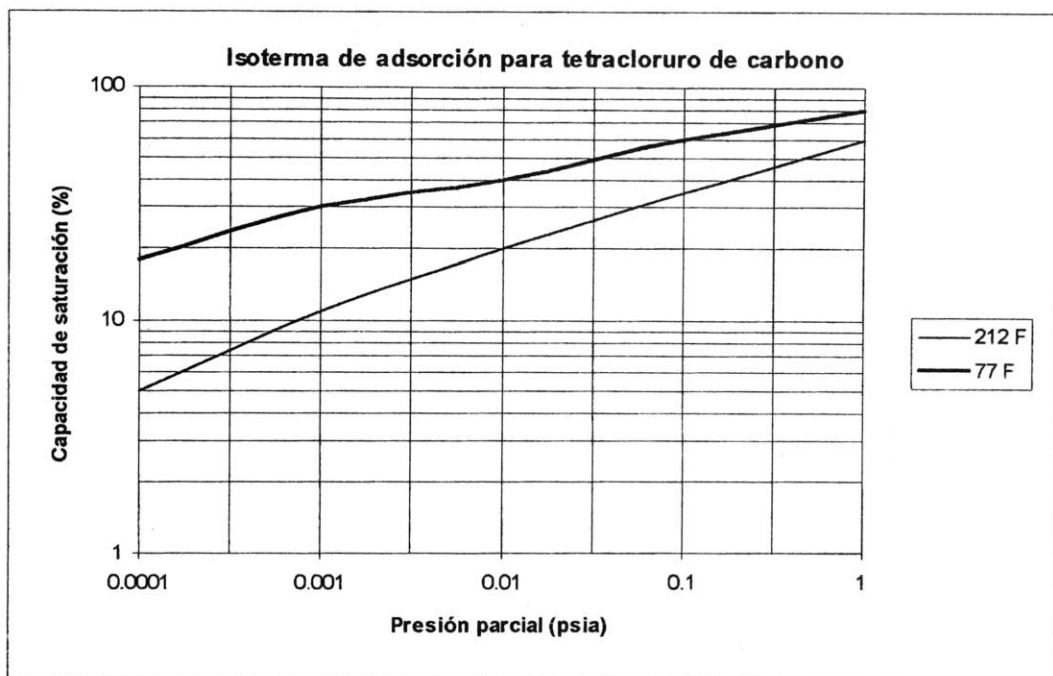
Fuente: EPA - APTI
Control of Gaseous Emissions
 Student Manual, 1981.



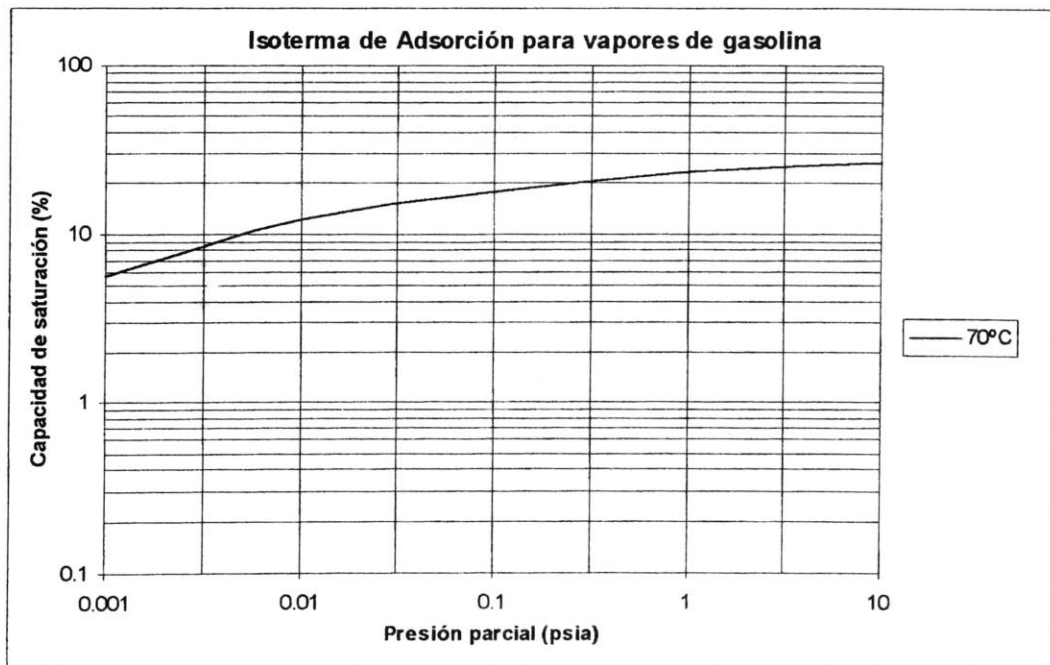
Gráfica 4. Isotherma de adsorción para benceno



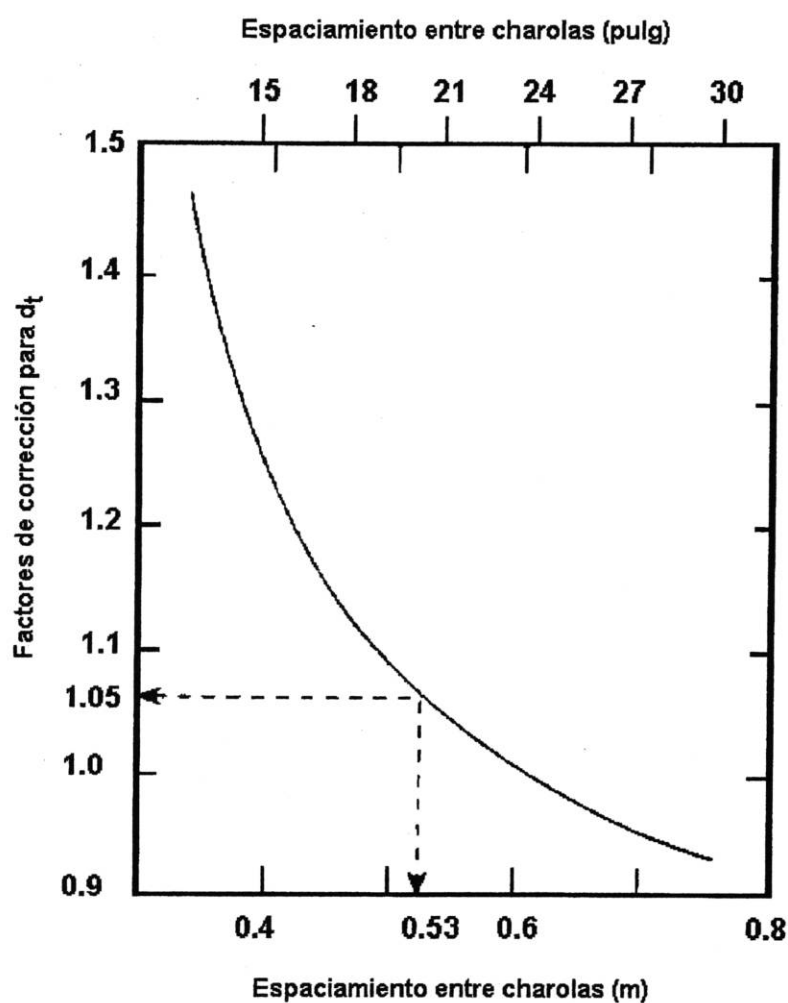
Gráfica 5. Isotherma de adsorción para tolueno



Gráfica 6. Isoterma de adsorción para tetracloruro de carbono



Gráfica 7. Isoterma de adsorción para vapores de gasolina



Gráfica 8 Factor de corrección para charolas

Fuente: EPA - APTI
Control of Gaseous Emissions
Student Manual, 1981.

APÉNDICE B

FACTORES DE CONVERSIÓN

Longitud

	cm	m	pulg	pie
1 centímetro =	1	10^{-2}	0.3937	3.281×10^{-2}
1 metro =	100	1	39.37	3.281
1 pulgada =	2.540	2.540×10^{-2}	1	8.333×10^{-2}
1 pie =	30.48	0.3048	12	1

Área

	m ²	cm ²	pie ²	pulg ²
1 metro cuadrado =	1	10^4	10.76	1550
1 centímetro cuadrado =	10^{-4}	1	1.076×10^{-3}	0.1550
1 pie cuadrado =	9.290×10^{-2}	929.0	1	144
1 pulgada cuadrada =	6.452×10^{-4}	6.452	6.944×10^{-3}	1

Volumen

	m ³	cm ³	l	pie ³	pulg ³
1 metro cúbico =	1	10^6	1000	35.31	6.102×10^4
1 centímetro cúbico =	10^{-6}	1	1×10^{-3}	3.531×10^{-5}	6.102×10^{-2}
1 litro =	1×10^{-3}	1000	1	3.531×10^{-2}	61.02
1 pie cúbico =	2.832×10^{-2}	2.832×10^4	28.32	1	1728
1 pulgada cúbica =	1.639×10^{-5}	16.39	1.639×10^{-2}	5.787×10^{-4}	1

Densidad

	kg/m ³	g/cm ³	lb/pie ³	lb/pulg ³
1 kg/m ³ =	1	0.001	6.243×10^{-2}	3.613×10^{-5}
1 g/cm ³ =	1000	1	62.43	3.613×10^{-2}
1 libra/pie ³ =	16.02	1.602×10^{-2}	1	5.787×10^{-4}
1 libra/plg ³ =	2.768×10^4	27.68	1728	1

Tiempo

	Año	d	h	min	segundo
1 año =	1	365	8.766×10^3	5.259	3.156×10^7
1 día =	2.738×10^{-3}	1	24	1440	8.640×10^4
1 hora =	1.141×10^{-4}	4.167×10^{-2}	1	60	3600
1 minuto =	1.901×10^{-6}	6.944×10^{-4}	1.667×10^{-2}	1	60
1 segundo =	3.169×10^{-8}	1.157×10^{-5}	2.778×10^{-4}	1.667×10^{-2}	1

Velocidad

	pie/s	km/h	m/s	mi/h	cm/s
1 pie/s =	1	1.097	0.3048	0.6818	30.48
1 km/h =	0.9113	1	0.2778	0.6214	27.78
1 m/s =	3.281	3.6	1	2.237	100
1 mi/h =	1.467	1.609	0.4470	1	44.70
1 cm/s =	3.281×10^{-2}	3.6×10^{-2}	0.01	2.237×10^{-2}	1

Presión

	atm	pulg de agua	cm Hg	Pascal	lb/pulg ²	lb/pie ²
1 atm =	1	406.8	76	1.013×10^5	14.70	2116
1 pulg agua =	2.458×10^{-3}	1	0.1868	249.1	3.613×10^{-2}	5.202
1 cm Hg =	1.316×10^{-2}	5.353	1	1333	0.1934	27.85
1 Pa =	9.869×10^{-6}	4.015×10^{-3}	7.501×10^{-4}	1	1.450×10^{-4}	0.0209
1 lb/pulg ² =	6.805×10^{-2}	27.68	5.171	6.895×10^3	1	144
1 lb/pie ² =	4.725×10^{-4}	0.1922	3.591×10^{-2}	47.88	6.944×10^{-3}	1

Masa

	g	kg	lb	grano
1 g =	1	1000	2.2×10^{-3}	15.4
1 kg =	1×10^{-3}	1	2.2	15400
1 lb =	453.6	0.4536	1	7000
1 grano =	0.065	6.5×10^{-5}	1.43×10^{-4}	1

TABLA 1. Contenido de calor (entalpías) de varios gases

Contenido de calor de varios gases, H (Btu/lb a 1 atm)									
Temperatura (°F)	O ₂	N ₂	Aire	CO	CO ₂	SO ₂	H ₂	CH ₄	H ₂ O
60	0	0	0	0	0	0	0	0	0
100	8.8	9.9	6.6	10.0	8.0	5.9	137.0	21.0	-
200	30.9	34.8	33.6	34.9	29.5	21.4	484.0	76.1	-
300	53.5	59.9	57.7	59.9	52.0	37.5	832.0	134.4	1165.0
400	76.2	85.0	81.8	85.0	75.3	54.4	1182.0	202.1	1212.0
500	99.4	110.5	106.0	110.6	99.8	71.8	1532.0	272.6	1259.0
600	123.0	136.1	130.2	136.3	125.1	89.8	1882.0	347.8	1307.0
700	147.2	161.7	154.5	162.4	149.6	108.2	2233.0	427.4	1355.0
800	171.7	187.7	178.9	188.7	177.8	127.0	2584.0	511.2	1404.0
900	196.6	215.9	203.4	215.6	205.7	146.1	2935.0	599.2	1454.0
1000	221.7	240.7	235.0	242.7	233.6	165.7	3291.0	691.1	1505.0
1200	272.5	294.7	288.5	297.8	290.9	205.1	4007.0	886.2	1609.0
1400	324.5	350.8	343.0	354.3	349.7	245.4	4729.0	1094.1	1717.0
1600	377.3	407.3	398.0	407.5	416.3	286.4	5460.0	1313.0	1829.0
1800	430.7	465.0	455.0	465.3	470.9	327.8	6198.0	1542.6	-
2000	481.0	523.8	513.0	625.8	532.8	369.1	6952.0	-	-
2200	539.8	583.2	570.7	683.3	596.1	411.1	7717.0	-	-
2400	594.4	642.3	628.5	643.0	659.2	452.7	8490.0	-	-
2600	649.0	702.8	687.3	703.2	723.2	495.2	9272.0	-	-
2800	702.8	765.1	746.6	771.3	787.4	557.5	10060.	-	-
3000	758.6	824.1	806.3	852.0	852.0	580.0	10870.	-	-
3200	816.4	885.8	866.0	916.7	916.7	622.5	11680	-	-
3400	873.4	947.6	925.9	981.6	981.6	665.0	12510.	-	-
3600	931.0	1010.3	986.1	1047.5	1047.3	707.5	13330.	-	-

Fuente: North American Combustion Handbook, North American Manufacturing Co., Cleveland, OH. (1952)

Tabla 2. Entalpías de gases de combustión (Btu / lbmol)

°F	N ₂	Aire	CO ₂	H ₂ O
32	0	0	0	0
60	194.9	194.6	243.1	224.2
77	312.2	312.7	392.2	360.5
100	473.3	472.7	597.9	545.3
200	1,170	1,170	1,527	1,353
300	1,868	1,870	2,509	2,171
400	2,570	2,576	3,537	3,001
500	3,277	3,289	4,607	3,842
600	3,991	4,010	5,714	4,700
700	4,713	4,740	6,855	5,572
800	5,443	5,479	8,026	6,460
900	6,182	6,227	9,224	7,364
1000	6,929	6,984	10,447	8,284
1200	8,452	8,524	12,960	10,176
1500	10,799	10,895	16,860	13,140
2000	14,840	14,970	23,630	18,380
2500	19,020	19,170	30,620	23,950
3000	23,280	23,460	37,750	29,780

Fuente : Kobe. Kenneth, A., y Long, Ernest G.

Tabla 3. Constantes e Información Útil

Constantes de gases

$$\begin{aligned} R &= 0.0821 \text{ atm} \cdot \text{l/g mol} \cdot \text{K} \\ &= 83.14 \times 10^6 \text{ g} \cdot \text{cm}^3 / \text{s}^2 \cdot \text{g mol} \cdot \text{K} \\ &= 8.314 \text{ N} \cdot \text{m/g mol} \cdot \text{K} \\ &= 0.7302 \text{ atm} \cdot \text{pie}^3 / \text{lb mol} \cdot ^\circ\text{R} \\ &= 1.987 \text{ g} \cdot \text{cal} / \text{g mol} \cdot \text{k} \quad \text{ó} \quad \text{Btu} / \text{lb mol} \cdot ^\circ\text{R} \end{aligned}$$

Aceleración de la gravedad

$$\begin{aligned} g &= 32.17 \text{ pies/s}^2 \\ &= 980.7 \text{ cm/s}^2 = 9.8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

Constantes de conversión de Newton

$$g_c = 32.17 (\text{lb}_{\text{masa}}) (\text{pie}) / (\text{lb}_{\text{fuerza}}) (\text{s}^2)$$

1 lb mol = 359 pies³ de gas ideal a condiciones estándar (32°F y 14.7 psia)

1 g mol = 22.4 l de gas ideal a condiciones estándar (0°C y 760 mm Hg)

C_p del agua = 1 Btu/lb °R = 1 cal/g °C (20°C y 1 atm)

C_p del aire = 0.26 Btu/lb·°R = 0.26 cal/ g · °C

Viscosidad del agua, μ = 1 cp = 0.01 g/cm · s (20°C y 1 atm)

Viscosidad del aire, μ_a = 4.1×10^{-7} lb·s/ pie²

Densidad del aire = 1.29 kg/m³ = 7.49×10^{-2} lb/pie³ (20°C y 1 atm)

Densidad del agua = 1 g/cm³ = 62.4 lb/pie³ (4°C y 1 atm)

1 pie³ de aire tiene una masa de 34.11 g

Conversión de ppm a g/m³ en condiciones estándar (273.15 °K y 1 atm)

$$\frac{\text{g}}{\text{m}^3} = \frac{\text{ppm} \times PM \left(\frac{\text{g}}{\text{gmol}} \right)}{22.414 \frac{\text{l}}{\text{gmol}} \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{10^3 \text{l}} \left(\frac{293.15}{273.15} \right)} \times \frac{1}{1 \times 10^6 \text{ ppm}}$$

TABLA 4. Poder calorífico molar de varios gases (Btu/lb·mol·°F)

T (°F)	N ₂	O ₂	H ₂ O	CO ₂	H ₂	CO	CH ₄	SO ₂	NH ₃	HCl	NO	Aire
0	6.94	6.92	7.93	8.50	6.86	6.92	8.25	9.9	8.80	6.92	7.1	6.94
200	6.96	7.03	8.04	9.00	6.89	6.96	8.42	10.0	8.85	6.96	7.2	6.97
400	6.98	7.14	8.13	9.52	6.93	7.00	9.33	10.3	9.05	7.01	7.2	7.01
600	7.02	7.26	8.25	9.97	6.95	7.05	10.00	10.6	9.40	7.05	7.3	7.07
800	7.08	7.39	8.39	10.37	6.97	7.13	10.72	10.9	9.75	7.10	7.3	7.15
1000	7.15	7.51	8.54	10.72	6.98	7.21	11.45	11.2	10.1	7.15	7.4	7.23
1200	7.23	7.62	8.36	11.02	7.01	7.30	12.13	11.4	10.4	7.19	7.5	7.31
1400	7.31	7.71	8.85	11.29	7.03	7.38	12.78	11.7	10.8	7.24	7.6	7.39
1600	7.39	7.80	9.01	11.53	7.07	7.47	13.38	11.8	-	7.29	7.7	7.48
1800	7.46	7.88	9.17	11.75	7.10	7.55	-	12.0	-	7.33	7.7	7.55
2000	7.53	7.96	9.33	11.94	7.15	7.62	-	12.1	-	7.38	7.8	7.62
2200	7.60	8.02	9.48	12.12	7.20	7.68	-	12.2	-	7.43	7.8	7.69
2400	7.66	8.08	9.64	12.28	7.24	7.75	-	12.3	-	7.47	7.9	7.75
2600	7.72	8.14	9.79	12.42	7.28	7.80	-	12.4	-	7.52	8.0	7.81
2800	7.78	8.19	9.93	12.55	7.33	7.86	-	12.5	-	7.57	8.30	7.86
3000	7.83	8.24	10.07	12.67	7.38	7.91	-	12.5	-	7.61	8.1	7.92
3200	7.87	8.29	10.20	12.79	7.43	7.95	-	-	-	-	-	7.96
3400	7.92	8.34	10.32	12.89	7.48	8.00	-	-	-	-	-	8.01
3600	7.96	8.38	10.44	12.98	7.53	8.04	-	-	-	-	-	8.05
3800	8.00	8.42	10.56	13.08	7.57	8.08	-	-	-	-	-	8.09
4000	8.04	8.46	10.67	13.16	7.62	8.11	-	-	-	-	-	8.13
4200	8.07	8.50	10.78	13.23	7.66	8.14	-	-	-	-	-	8.16
4400	8.10	8.54	10.88	13.31	7.70	8.18	-	-	-	-	-	8.19
4600	8.13	8.58	1.97	13.38	7.75	8.20	-	-	-	-	-	8.22
4800	8.16	8.62	11.08	13.44	7.79	8.23	-	-	-	-	-	8.26

Fuente: Williams, E. T. and Jhonson, R. C. 1958. Stoichiometry for Chemical Engineers New York: McGraw-Hill Book Company. p. 321.

Tabla 5. Parámetros del espaciamiento de las charolas

Parámetros del espaciamiento de las charolas		
Charola	ϕ (Métrico)	ϕ (Inglés)
Capa de Burbuja	0.0162	0.1386
Tamiz	0.0140	0.1198
Válvula	0.0125	0.1069

Nota : ϕ (Métrico) expresado en $m^{0.25} \cdot h^{0.5} / kg^{0.5}$
 para ser usado con Q expresado en m^3 / h , y
 ρ_g expresado en kg/m^3 .
 ϕ (Inglés) expresado en $pies^{0.25} \cdot min^{0.5} / lb^{0.5}$
 para ser usado con Q expresado en $pies^3$
 actuales / min, y ρ_g expresado en $lb/pies^3$.

Problemario de Control de Gases

Se terminó	La edición estuvo
de imprimir	a cargo
en el mes de mayo	de la Sección
del año 2001	de Producción
en los talleres	y Distribución Editoriales
de la Sección	
de Impresión	Se imprimieron
y Reproducción de la	100 ejemplares
Universidad Autónoma Metropolitana,	más sobrantes
Unidad Azcapotzalco	para reposición.

2893962

UAM
TD885
F3.35

2893962
Falcón Briseño, Yolanda
Problemario de control de

0092101 30499



12.00 - \$ 12.00